



**EVALUACION DE LA EFICIENCIA DE REMOCION DE MATERIAL
PARTICULADO Y DIOXIDO DE AZUFRE (SO₂) EN UN LAVADOR
TIPO VENTURI PARA UNA CALDERA QUE EMPLEA CARBON
COMO COMBUSTIBLE**

I.Q Quelver Yesid Jiménez Riaño

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería
Departamento de ingeniería Química y Ambiental
Bogotá, Colombia
2012

**EVALUACION DE LA EFICIENCIA DE REMOCION DE MATERIAL
PARTICULADO Y DIOXIDO DE AZUFRE (SO₂) EN UN LAVADOR
TIPO VENTURI PARA UNA CALDERA QUE EMPLEA CARBON
COMO COMBUSTIBLE**

Quelver Yesid Jiménez Riaño

Trabajo final de profundización presentado como requisito parcial para optar al título de:
Magister en Ingeniería Ambiental

Director (a):

Ph.D., Nestor Y Rojas

Grupo de Investigación:

Calidad del aire

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería

Departamento de ingeniería Química y Ambiental

Bogotá, Colombia

2012

A mis padres.

A mi esposa y a mi hija.

Agradecimientos

El autor expresa sus agradecimientos a:

Procesos y Acabado Multicolor Ltda., por su confianza, apoyo y por permitir la realización de este proyecto en la caldera a carbón de su planta de proceso.

Profesor Néstor Rojas, director de este proyecto por el apoyo prestado en soporte, capacitación y consecución de los equipos y consumibles para realizar los muestreos y análisis requeridos.

Profesor Helmer Acevedo y al laboratorio de Motores del Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica de la Universidad Nacional de Colombia, quienes facilitaron el equipo muestreador de material particulado por filtración.

Profesor Fabio Emilio Sierra y al personal del laboratorio de Plantas térmicas y energías renovables de la Universidad Nacional de Colombia por el préstamo del analizador de gases de combustión y por su colaboración durante las mediciones.

ACCA ingeniería Ltda., Amtec Andina Ltda., y Aire verde Ltda., por el préstamo de equipos para muestreo en fuente fijas y apoyo en la realización del muestreo Isocinético.

Centro de investigación en Ingeniería Ambiental Universidad de los Andes-CIIA, por las capacitaciones en monitoreo de contaminantes al aire en fuentes fijas, muestreo Isocinético.

A las empresas American Jeans Ltda., Tintorería Arcoíris, Tintorería Wash Point y Poncolor Ltda., por permitir el ingreso a sus instalaciones y facilitar información de las calderas existentes en sus plantas.

Señor Ricardo Cortes del laboratorio de catálisis e instrumental del Departamento de Ingeniería Química y Ambiental de la Universidad Nacional de Colombia.

Resumen

El aporte de las emisiones industriales a la contaminación del aire de Bogotá es significativo y, dentro de las industrias, aquellas que usan carbón como fuente de combustible para la generación de vapor en calderas son las que mayor impacto negativo tiene en la calidad del aire de la ciudad. En este trabajo se llevó a cabo la evaluación de las variables de operación de un sistema de control de emisiones atmosféricas para una caldera industrial a carbón. Se diseñó, construyó y puso en marcha un lavador de gases tipo venturi. Se evaluó la remoción de material particulado (MP) y dióxido de azufre (SO_2) a diferentes condiciones de operación, basados en un diseño experimental tipo factorial. Se definieron como variables la forma de inyección de la solución de lavado, el flujo de gas y el flujo de líquido. Adicionalmente, se evaluó el comportamiento de la caída de presión en el venturi y la variación de la temperatura de los gases de combustión. Finalmente, se determinaron las condiciones de trabajo más favorables para la caldera y el sistema de control y se determinó la concentración de los contaminantes de interés para comparar los resultados obtenidos contra los valores máximos permisibles establecidos por la normatividad nacional para este tipo de fuente fija.

Palabras Clave: Lavador venturi, fuente fija, control de emisiones, caldera industrial, material particulado y dióxido de azufre,

Abstract

The contribution of industrial emissions to air pollution in Bogotá is significant and, among industries, those that use coal as a fuel source for the generation of steam have the greatest negative impact on air quality in the city. In this work, the assessment of the operating variables of a control system for air pollutants from a coal-fired industrial boiler was carried out. A venturi scrubber was designed, built, installed and evaluated. Following a factorial experimental design, the removal of particulate matter (PM) and sulfur dioxide (SO_2) was evaluated at different operating conditions. The way of injecting the washing solution, the gas and liquid flows were defined as main assessment variables. In addition, the pressure drop across the venturi and the variation of the temperature of the combustion gases were monitored. Finally, the most favorable working conditions for the boiler and the emission control system were identified and the concentrations of pollutants of interest were determined to compare the results against the maximum permissible values established by national regulations for this type of stationary source.

Keywords: Venturi scrubber, stationary source, emissions control, industrial boiler, particulate matter and sulfur dioxide.

Contenido

| | Pág. |
|---|-----------|
| Resumen | VI |
| Lista de Figuras..... | 9 |
| Lista de tablas | 11 |
| Anexos | 12 |
| Introducción | 13 |
| 1. Marco teórico e identificación del problema | 16 |
| 1.1 Contaminación atmosférica por fuentes fijas en Bogotá..... | 16 |
| 1.2 Fuentes fijas de emisión.Calderas generación vapor..... | 19 |
| 1.2.1 Calderas pirotubulares que usan carbón..... | 20 |
| 1.2.2 Carbón como combustible en calderas | 23 |
| 1.2.3 Emisiones atmosféricas en calderas de carbón..... | 25 |
| 1.3 Sistemas de control de emisiones atmosféricas..... | 27 |
| 1.3.1 Depuradores húmedos (<i>wet scrubbers</i>) | 27 |
| 1.3.2 Tipos de depuradores húmedos..... | 31 |
| 1.4 Depuradores húmedos tipo venturi. | 32 |
| 1.4.1 Principio de operación..... | 33 |
| 1.5 Definición del problema | 35 |
| 1.5.1 Objetivos..... | 38 |
| 2. Desarrollo experimental..... | 39 |
| 2.1 Selección de la fuente fija de combustión | 39 |
| 2.2 Diseño y construcción del lavador Venturi. | 40 |
| 2.2.1 Lavador venturi: | 40 |
| 2.2.2 Separador ciclónico y eliminador de niebla. | 44 |
| 2.2.3 Sistema de recirculación de líquido de lavado..... | 45 |
| 2.2.4 Puertos de muestreo y plataforma..... | 46 |
| 2.3 Diseño experimental para pruebas de eficiencia del lavador..... | 46 |
| 2.3.1 Definición de variables: | 46 |
| 2.3.2 Diseño experimental factorial completo 2k: | 47 |
| 2.4 Métodos de muestreo y medición | 48 |
| 2.4.1 Determinación de velocidad | 48 |

| | | |
|-----------|---|-----------|
| 2.4.2 | Determinación de la concentración de material particulado..... | 49 |
| 2.4.3 | Determinación de concentración de gases de combustión (SO ₂ ,NO _x) y oxígeno | 50 |
| 2.4.4 | Determinación de caída de presión y temperatura en el venturi..... | 51 |
| 2.4.5 | Determinación isocinética de la concentración de contaminantes atmosféricos emitidos..... | 51 |
| 3. | Resultados y discusión | 54 |
| 3.1 | Determinación de velocidad y caudal de gases | 54 |
| 3.2 | Concentración de material particulado (MP) | 55 |
| 3.3 | Concentración de dióxido de azufre (SO ₂). | 63 |
| 3.4 | Caída de presión en el lavador | 68 |
| 3.5 | Temperatura de las emisiones en la chimenea. | 69 |
| 3.6 | Resultados de la evaluación isocinética de contaminantes..... | 70 |
| 4. | Conclusiones y recomendaciones..... | 74 |
| 4.1 | Conclusiones | 74 |
| 4.2 | Recomendaciones | 76 |
| | Bibliografía | 77 |

Lista de Figuras

| | |
|--|----|
| Figura 1. Promedios anuales de PM ₁₀ en las estaciones que excedieron la norma..... | 17 |
| Figura 2. Interpolación de las medias de los promedios máximos 24 horas de PM ₁₀ 2011. | 17 |
| Figura 3. Promedios anuales de SO ₂ de la red de monitoreo de calidad de aire. | 18 |
| Figura 4. Distribución de fuentes fijas en la ciudad de Bogotá. | 19 |
| Figura 5. Hogar de la caldera y parilla viajera..... | 21 |
| Figura 6. Ventiladores de tiro inducido y tiro forzado. | 22 |
| Figura 7. Mecanismo de Impactación | 28 |
| Figura 8. Mecanismo de Difusión | 29 |
| Figura 9. Remoción de un gas contaminante por absorción | 29 |
| Figura 10. Componentes de un venturi..... | 32 |
| Figura 11. Lavador venturi con separador ciclónico..... | 33 |
| Figura 12. Diseño venturi para inyección tipo <i>spray</i> y película..... | 41 |
| Figura 13. Fotografía demostrativa del aspersor para la solución de lavado | 41 |
| Figura 14. Configuración y nomenclatura lavador venturi | 42 |
| Figura 15. Lavador venturi..... | 42 |
| Figura 16. Lavador venturi instalado..... | 43 |
| Figura 17. Separador ciclónico. | 44 |
| Figura 18. Eliminador de niebla | 45 |
| Figura 19. Tanque de sedimentación y neutralización solución lavado..... | 45 |
| Figura 20. Plataforma y puertos de muestreo en chimenea..... | 46 |
| Figura 21. Esquema del tubo pitot y fotografía del manómetro diferencial..... | 49 |
| Figura 22. Muestreador de material particulado..... | 49 |
| Figura 23. Desecador de filtros..... | 50 |
| Figura 24. Analizador de gases de combustión. | 51 |
| Figura 25. Medición caída de presión en el venturi..... | 51 |
| Figura 26. Esquema tren de muestreo para determinación de partículas | 52 |
| Figura 27. Filtros muestreo material particulado y pesaje | 56 |
| Figura 28. Resultados concentración de Mp..... | 57 |
| Figura 29. Eficiencia de remoción de MP (6% Oxígeno)..... | 58 |
| Figura 30. Superficie de respuesta para MP con inyección <i>spray</i> | 60 |
| Figura 31. Grafico de contorno para MP con inyección <i>spray</i> | 61 |
| Figura 32. Superficie de respuesta para MP con inyección película. | 62 |

| | |
|--|----|
| Figura 33. Grafico de contorno para MP con inyección película. | 62 |
| Figura 34. Resultados concentración de SO ₂ | 63 |
| Figura 35. Eficiencia de remoción de SO ₂ (6% Oxígeno). | 64 |
| Figura 36. Superficie de respuesta para SO ₂ con inyección spray. | 66 |
| Figura 37. Grafico de contorno para SO ₂ con inyección spray. | 66 |
| Figura 38. Superficie de respuesta para SO ₂ con inyección película. | 67 |
| Figura 39. Grafico de contorno para SO ₂ con inyección película. | 67 |
| Figura 40. Caídas de presión en el venturi. | 68 |
| Figura 41. Temperatura de los gases en la chimenea | 69 |
| Figura 42. Equipo muestreador isocinético. | 71 |
| Figura 43. Diagrama de equipos sistema de lavado tipo venturi. | 81 |
| Figura 44. Verificación de supuestos para la variable Mp | 83 |
| Figura 45. Verificación de supuestos para las variable SO ₂ y SO ₂ ² | 84 |

Lista de tablas

| | |
|---|----|
| Tabla 1. Clasificación de los carbones | 23 |
| Tabla 2. Resultados concentración de material particulado en calderas a carbón | 36 |
| Tabla 3. Resultados de concentración de Mp y SO ₂ en calderas a carbón | 37 |
| Tabla 4. Especificaciones técnicas de la caldera | 39 |
| Tabla 5. Resumen datos caldera empleados para diseño del venturi | 40 |
| Tabla 6. Concentración de contaminantes en la descarga | 40 |
| Tabla 7. Detalles de geometría del venturi | 43 |
| Tabla 8. Detalles de geometría separador ciclónico. | 44 |
| Tabla 9. Análisis carbón mineral empleado en la caldera. | 47 |
| Tabla 10. Arreglo de variables y niveles | 48 |
| Tabla 11. Distribución factorial de experimentos | 48 |
| Tabla 12. Presión de velocidad para flujo alto y bajo de gas | 54 |
| Tabla 13. ANOVA. Mp con todas las posibles interacciones..... | 59 |
| Tabla 14. ANOVA. Mp eliminando la interacción triple..... | 59 |
| Tabla 15. ANOVA. SO ₂ ² con todas las interacciones posibles..... | 65 |
| Tabla 16. Resultados de concentración de Mp y SO ₂ | 71 |
| Tabla 17. Resultados Mp y SO ₂ con lavador y sin lavador..... | 71 |
| Tabla 18. Comparación Mp y SO ₂ contra Res 6982 de 2011..... | 72 |
| Tabla 19. Calculo tamaño de muestra..... | 82 |
| Tabla 20. Pruebas de normalidad y de homocedasticidad realizados sobre los residuales. | 85 |
| Tabla 21. Anova para Mp | 86 |
| Tabla 22. Anova para Mp eliminando la interacción triple | 86 |
| Tabla 23. Anova SO ₂ ² tomando todas las interacciones | 87 |
| Tabla 24. Resultados análisis Orsat para gases de combustión..... | 88 |
| Tabla 25. Calculo Peso molecular gases de combustión..... | 88 |
| Tabla 26. Resultados muestreo isocinético | 89 |
| Tabla 27. Resultados muestreo isocinético | 92 |
| Tabla 28. Resumen cálculos de emisión de SO ₂ | 93 |
| Tabla 29. Resultados Mp y SO ₂ con lavador y sin lavador..... | 94 |

Anexos

| | |
|--|----|
| ANEXO A. DIAGRAMA DE EQUIPOS SISTEMA LAVADOR DE GASES | 81 |
| ANEXO B. DETERMINACIÓN DE NUMERO DE REPLICAS PARA EL DISEÑO FACTORIAL 2^3 | 82 |
| ANEXO C. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS..... | 83 |
| ANEXO D. ESTUDIO ISOCINETICO DE CONTAMINANTES | 88 |

Introducción

Como resultado del crecimiento económico y poblacional, el aire en ciudad de Bogotá se encuentra dentro de los más contaminados de América Latina, siendo el material particulado (MP) uno de los contaminantes de mayor interés, debido a que se encuentra fuertemente asociado aumento en la morbilidad y la mortalidad de la población (Vargas, Rojas, Pachon, & Russell, 2012). Según el análisis de los datos registrados por la red de monitoreo de calidad de aire de Bogotá, se ha podido establecer que la zona occidental y sur occidental, particularmente las localidades de Kennedy, Fontibón y Puente Aranda, presentan las mayores concentraciones de contaminantes, principalmente material particulado de tamaño inferior a 10 micras (RMCA.SDA, 2012).

Tanto la industria como las fuentes móviles tienen una contribución importante a las emisiones en Bogotá. La industria aporta aproximadamente 1400 toneladas anuales de las emisiones de MP y las fuentes vehiculares -, aportan 1100 toneladas anuales de MP_{2.5}. - Estas cifras de participación en las emisiones por cada tipo de fuente se basan en inventarios de emisiones desarrollados en el 2009 por (Rodríguez & Behrentz, 2009) y (Fandiño & Behrentz, 2009). Además del material particulado, el dióxido de Azufre (SO₂) es otro contaminante producido principalmente por la utilización de combustibles fósiles con azufre en su composición química, tales como el carbón, la gasolina, el diesel y el fuel oil, los cuales se emplean ampliamente en la industria y el transporte. El dióxido de azufre resulta de interés debido a que es un gas contaminante primario que puede reaccionar químicamente con otros compuestos para formar lluvia ácida y generar material particulado secundario (Parker, 1983).

Las fuentes industriales en Bogotá emiten anualmente a la atmósfera 1400, 2600 y 2200 toneladas de material particulado, óxidos de nitrógeno y óxidos de azufre respectivamente, siendo evidente que la producción no tecnificada de ladrillo, seguida de calderas de gran tamaño que usan carbón como combustible, son las fuentes más importantes de contaminación por material particulado, representando el 50% y 25% de las emisiones respectivamente. A pesar de que sólo el 9% del sector industrial utiliza carbón como combustible, estas industrias aportan el 86% de las emisiones de material particulado y el 99% de las emisiones de dióxido de azufre (Fandiño & Behrentz, 2009).

Con respecto al número de calderas, la localidad de Puente Aranda concentra el mayor número de las mismas, seguida de Fontibón y Kennedy. La distribución del número de fuentes (chimeneas) asociadas con los diferentes sectores de la ciudad permite establecer que el sector de fabricación de productos alimenticios y bebidas corresponde

al 28% de las fuentes el de fabricación y acabados de productos textiles al 11% y el sector de fabricación de productos de metal al 10%, siendo estos sectores los que concentran el 50% de las fuentes existentes en la ciudad.

Entre los múltiples factores asociados al alto impacto de las emisiones industriales en Bogotá, el más importante corresponde a la utilización de carbón como combustible sin las mejores tecnologías de combustión y control de emisiones. La combustión de carbón exige condiciones tecnológicas particularmente buenas para lograr bajas emisiones de material particulado y monóxido de carbono, las cuales no están presentes en la industria local. El carbón es el combustible preferido por la pequeña y mediana empresa debido a su aparente bajo costo, a pesar de su difícil manejo frente a combustibles como el gas natural. La diferencia de precios entre estos combustibles ha sido factor decisivo para que muchas empresas hayan retrocedido en su decisión de conversión tecnológica a gas natural y hayan vuelto a utilizar carbón como combustible (Rojas, 2007).

Como sistemas de control de emisiones atmosféricas en las calderas que emplean carbón como combustible es generalizado el uso de separadores ciclónicos y lavadores de gases, debido a su bajo costo en comparación con precipitadores electrostáticos o filtros de mangas. En los ciclones, las partículas sólidas se separan en seco de la corriente gaseosa por acción de la fuerza centrífuga, mientras que los lavadores son empleados para remoción simultánea de partículas más finas y gases por medio del contacto directo entre la corriente del gas contaminado con micro-gotas de un líquido en aspersión. En los lavadores, la remoción del material particulado se lleva a cabo por medio de mecanismos de captura por impacto y difusión, mientras que los gases ácidos se remueven por absorción en la corriente líquida.

Los sistemas lavadores de gases permiten obtener altas eficiencias de remoción de partículas de tamaños pequeños. La eficiencia es directamente proporcional a la potencia requerida por el lavador. Los dispositivos de bajo consumo de energía, tales como las torres lavadoras, permiten obtener remociones de material particulado de 5 micrómetros o mayores, mientras que para altas eficiencias de remoción con partículas de 2 micrómetros o menos se requieren dispositivos de consumos más altos de energía, tales como los lavadores venturi (Gerald T & Beacher, 1998).

Aunque existen diferentes tipos de lavadores, los lavadores venturi son ampliamente utilizados gracias a las siguientes ventajas: remueven simultáneamente partículas finas y componentes gaseosos tóxicos, son compactos y de fácil construcción y los costos de inversión iniciales son bajos en comparación con los costos de los filtros de mangas o precipitadores electrostáticos. El lavador venturi consta de tres secciones: una sección convergente, una de transición y una sección divergente. En la sección de transición, el gas aumenta su velocidad y, al estar en contacto con el líquido de lavado, promueve la generación de una gran cantidad de finas gotas que facilitan la retención del material particulado y la absorción de los gases ácidos (Kenneth, 2002).

La remoción de partículas en un lavador venturi es el resultado de mecanismos simultáneos como impactación inercial, intercepción directa y difusión, en donde la contribución de cada mecanismo depende del diámetro de la partícula, el tamaño de las gotas y sus velocidades (Goncalves J.A.S, 2009). Estas variables están directamente relacionadas con la forma de inyección del líquido de lavado, las velocidades de la corriente de gas, el flujo de líquido de lavado y el tamaño de las partículas.

Los lavadores venturi para eliminación de contaminantes han sido estudiados durante más de cuatro décadas y se han propuesto varias teorías para describir la operación y eficiencia de este tipo de lavadores. Sin embargo, no ha sido posible llegar a una teoría que permita predecir los resultados bajo distintas condiciones de operación. La complejidad de los fenómenos acoplados al sistema, tales como la transferencia de masa en dos fases y la hidrodinámica del sistema, hace que el estudio de lavadores venturi resulte complejo al emplear únicamente el uso de balances de materia, energía y momentum (Gamisans, Sarrà, & Lafuente, 2002). Por esta razón, cobra importancia la realización de estudios directamente en la planta, que permitan obtener resultados experimentales para este tipo de lavadores en condiciones de operación reales y que puedan ser aplicados posteriormente a unidades similares y de mayor tamaño.

El objetivo del presente trabajo consiste en establecer las condiciones de operación para las cuales se presentan las mayores eficiencias de remoción de material particulado (MP) y dióxido de azufre (SO_2) en un lavador de gases tipo venturi instalado en una caldera que emplea como combustible carbón, siendo las variables de operación a evaluar la forma de inyección de la solución de lavado - por aspersión o por película - y los flujos de líquido de lavado y flujo de gas contaminado. Adicionalmente, se analizará el comportamiento de la caída de presión y cambio de temperatura en el lavador venturi cuando se emplean diferentes formas de inyección de líquido de lavado y diferentes niveles de flujo de líquido de lavado y gas.

1. Marco teórico e identificación del problema

1.1 Contaminación atmosférica por fuentes fijas en Bogotá

La contaminación atmosférica se refiere básicamente a la presencia de concentraciones de contaminantes suficientemente altas para causar efectos nocivos sobre el medio ambiente, los recursos renovables y la salud humana. Los contaminantes, que pueden ser tanto sustancias materiales como formas de energía, son emitidos como resultado de las diferentes actividades humanas o por fuentes naturales.

El problema de la contaminación es generalmente analizado en dos escalas que difieren en el impacto y el tipo de los contaminantes emitidos: los que tienen un impacto de escala global y aquellos que tienen un impacto de escala local. Los principales contaminantes que tienen impacto a escala global son los gases de efecto invernadero y gases destructores de ozono estratosférico, mientras que los de impacto local son causantes de la baja calidad del aire en centros urbanos, con sus implicaciones sobre la calidad de vida de la población, y están representados principalmente por un grupo de seis contaminantes conocidos como contaminantes “criterio” por sus efectos sobre la salud humana y el ambiente: monóxido de carbono, óxidos de nitrógeno, hidrocarburos (compuestos orgánicos volátiles), óxidos de azufre, material particulado y ozono troposférico (Rojas, 2007).

El material particulado PM_{10} es un contaminante fuertemente asociado al aumento en la morbilidad y la mortalidad de la población. Es emitido tanto por fuentes industriales como por fuentes móviles (Espinosa, 2005). Múltiples fuentes de información, entre las cuales se cuenta un reporte sobre contaminación del aire y salud en América Latina y el Caribe (CEPIS, 2005), han demostrado la asociación entre morbilidad y mortalidad con el deterioro de la calidad del aire en los principales centros urbanos. Para Río de Janeiro (Brasil), se ha observado que un aumento de $10 \mu g/m^3$ en la concentración de PM_{10} conlleva un incremento de 1.84% en la admisión hospitalaria por causas respiratorias. En ciudad de México, el mismo incremento en la concentración de material particulado estuvo asociado a un cambio de 1.83% en la mortalidad diaria por todas las causas y todas las edades. Para Santiago (Chile), el cambio es del 0.75% y para Sao Paulo (Brasil), del 0.09%. Para la ciudad de Bogotá, se ha encontrado que un incremento de $10 \mu g/m^3$ en la concentración de PM_{10} produce un aumento de por lo menos el 8% en el número de consultas por enfermedad respiratoria en los niños menores de 14 años (Arciniegas, 2005).

Según el análisis de los datos registrados por la red de monitoreo de calidad de aire que existe en la ciudad de Bogotá (RMCAB), se ha podido establecer que para el año 2011 la zona occidental y sur occidental, particularmente las localidades de Kennedy, Fontibón y Puente Aranda presentan las mayores concentraciones de contaminantes, principalmente material particulado de tamaño inferior a 10 micras, el cual es el contaminante que presenta la mayor frecuencia de excedencias de las concentraciones definidas por las normas como límite máximo de concentración, tanto en su promedio

diario como en su promedio anual. La norma referencia es la resolución 610 de 2010 de la Secretaría Distrital de Ambiente (SDA) que establece 50 mg/m^3 como nivel máximo permisible en su promedio anual. La Figura 1 muestra las estaciones en las cuales la concentración promedio anual de PM_{10} superó la norma.

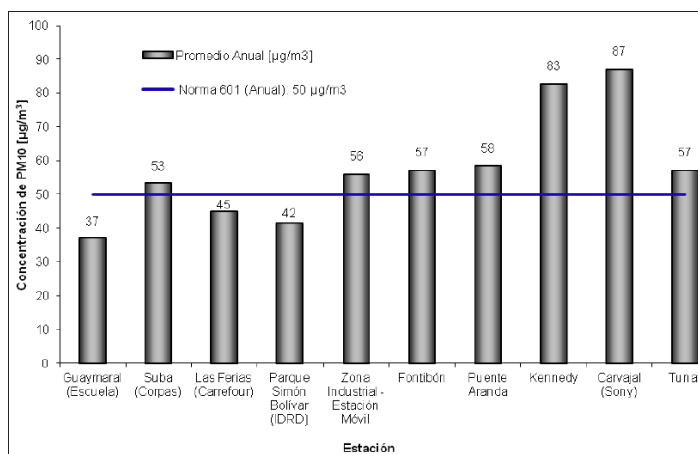


Figura 1. Promedios anuales de PM_{10} en las estaciones que excedieron la norma
Fuente: (RMCA.SDA, 2012)

La Figura 2 muestra un mapa de distribución espacial de las concentraciones de PM_{10} en Bogotá durante 2011, en el cual se puede identificar que las localidades más afectadas por material particulado son las del sur-occidente de la ciudad y las menos afectadas las del nor-orient, Usaqué, Teusaquillo y Chapinero.

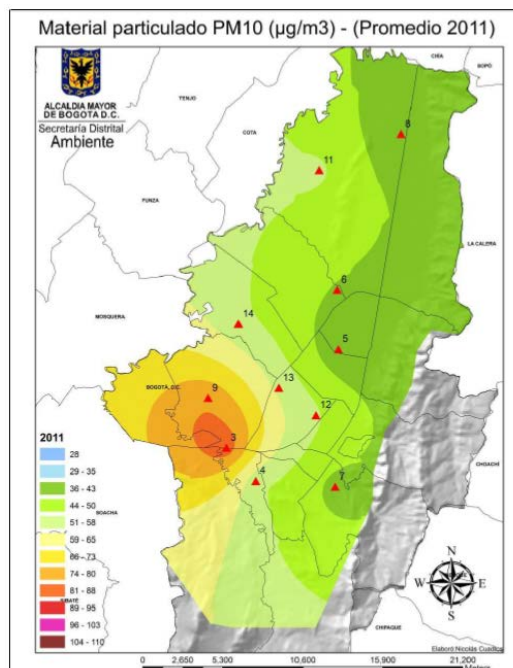


Figura 2. Interpolación de las medias de los promedios máximos 24 horas de PM_{10} 2011.
Fuente: (RMCA.SDA, 2012)

En cuanto a la contaminación producida por dióxido de azufre (SO_2), los resultados obtenidos por la RMCAB muestran que en ninguna de las estaciones se excedió la norma establecida por la resolución 610 de 2010 de la SDA, que establece el nivel máximo permisible de SO_2 promedio anual en 31 ppb. Las estaciones que presentaron las mayores concentraciones fueron las ubicadas en Kennedy, Fontibón y Suba, en las cuales los valores resultan ser bajos al compararlos con la norma, pues el valor más alto reportado es de 5 ppb como promedio anual (RMCA.SDA, 2012). La Figura 3 muestra las estaciones que presentaron las mayores concentraciones para este contaminante.

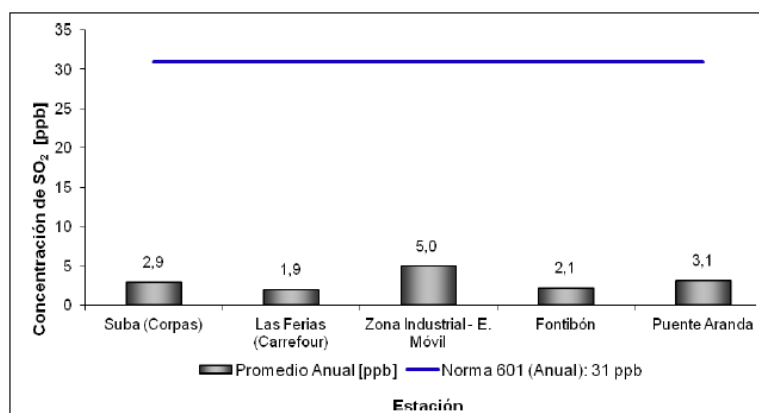


Figura 3. Promedios anuales de SO_2 de la red de monitoreo de calidad de aire.

Fuente: (RMCA.SDA, 2012)

A pesar de las bajas concentraciones de SO_2 reportadas por la RMCAB, se debe apreciar que este es un gas contaminante primario que puede reaccionar químicamente con otros compuestos para formar lluvia ácida y generar material particulado secundario. La mayor fuente antropogénica de dióxido de azufre corresponde a la combustión de combustibles fósiles que contienen azufre, tanto para la generación de energía eléctrica como para procesos industriales y transporte, ya que la generación de dióxido de azufre es función de la cantidad de azufre en el combustible.

Uno de los efectos más importantes de la contaminación de óxido de azufre es la formación de lluvia ácida, que es el resultado de la reacción del dióxido de azufre con el agua y el oxígeno atmosférico para producir ácido sulfúrico, que es el principal componente de la lluvia ácida. La lluvia no contaminada tiene un pH de 5,3, pero la lluvia ácida puede alcanzar valores de pH tan bajos como 2, acidificando cuerpos de agua y suelos. Adicionalmente, el aumento de la solubilidad de los metales a partir de los sedimentos existentes en el agua debido a la reducción de pH aumenta la toxicidad para la vida acuática (Peirce, Vesilind, & Weiner, 1997).

El azufre se encuentra naturalmente en los combustibles. En el carbón, está presente como piritita de hierro, sulfatos minerales, azufre elemental y compuestos orgánicos y mercaptanos. En los carbones con alto contenido de azufre, su contenido está entre 2 y 5%, mientras que los carbones con bajo contenido de azufre tienen menos del 1% de azufre. Además de la combustión del carbón, otras fuentes de generación de azufre incluye la refinación del petróleo, aceite y gas, la fabricación de azufre y ácido sulfúrico, la fundición de minerales y la obtención del coque, entre otros. Las emisiones de azufre

pueden minimizarse mediante el uso de procesos de pretratamiento antes de la quema del carbón, tales como el lavado de carbón, que puede eliminar entre el 30 y 50% del azufre mineral en algunos casos (Karl Schnelle, 2002).

Las calderas de gran tamaño que usan carbón como combustible son unas de las fuentes más importantes de contaminación por material particulado. En la ciudad de Bogotá la localidad de Puente Aranda concentra el mayor número de calderas, seguida de Kennedy y Fontibón, como lo muestra la Figura 4.

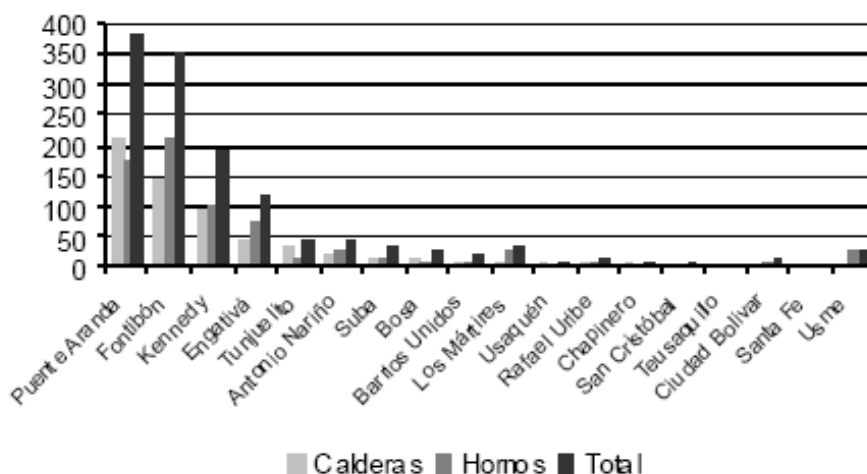


Figura 4. Distribución de fuentes fijas en la ciudad de Bogotá.

Fuente: (Fandiño & Behrentz, 2009)

Aunque aproximadamente el 68% de las industrias hace uso de gas natural, esto no indica que las industrias hagan uso exclusivo de gas como combustible. Por el contrario, debido a la relativa inestabilidad en el suministro de gas natural a la industria, la mayoría de hornos y calderas que se alimentan con este combustible son de tipo dual, es decir que son sistemas de combustión que pueden operar tanto con gas natural como con ACPM (fuel oil) o carbón (Fandiño & Behrentz, 2009).

La mayoría de calderas que utilizan carbón como combustible cuentan con sistemas de control de emisiones compuestos por separadores ciclónicos y, en algunos casos, lavadores de gases. En los primeros, se separan en seco las partículas sólidas de la corriente gaseosa por acción de la fuerza centrífuga, mientras que los segundos son empleados para remoción simultánea de partículas más finas y gases por medio del contacto directo entre la corriente del gas contaminado con micro-gotas de un líquido en aspersión. En estos lavadores, la remoción del material particulado se lleva a cabo por medio de mecanismos de captura por impacto y difusión, mientras que los gases ácidos se remueven por absorción en la corriente líquida.

1.2 Fuentes fijas de emisión. Calderas generación vapor.

Las calderas son equipos que se utilizan para generar vapor a partir de una fuente de calor proveniente generalmente de la energía térmica almacenada por los combustibles

fósiles, como carbón, hidrocarburos, gases combustibles, entre otros. Dicho calor, se libera con la reacción de los combustibles con el oxígeno. Las calderas son la parte más importante del circuito de vapor, debido a que es donde se genera el vapor. Una caldera puede definirse como un equipo en el que se transfiere la energía calorífica de un combustible a un líquido. En el caso de vapor saturado, la caldera proporciona también energía calorífica para producir un cambio de fase de líquido a vapor. Las calderas se componen de cinco partes principales: el hogar, el quemador, las zonas de circulación de los gases, las zonas del fluido térmico (agua) y la chimenea. En la zona de recirculación de gases se realiza la transmisión de calor al agua; de acuerdo al tipo de caldera, la circulación de los gases se realiza por dentro o por fuera de los tubos. El hogar está constituido por dos elementos: la cámara de combustión, en donde se libera el calor por la reacción de combustión, y el cenicero, en donde se recogen los residuos de la combustión. El flujo de calor, que se origina al quemar el combustible, se transfiere mediante tres mecanismos: radiación, convección, y conducción. (Rios & Patiño, 2006)

La transferencia de calor en el interior de la caldera se ve afectada por la temperatura de la llama y de los productos de combustión, por la acumulación de escorias, cenizas volantes u hollín en las superficies en contacto con el fuego, por la conductibilidad del metal, por la acumulación de incrustaciones o sedimentos en las superficies en contacto con el agua, por la turbulencia y movimiento del vapor y del agua. Por cada 50°F (10°C) de incremento en la temperatura de los gases evacuados por la chimenea, la eficiencia de la caldera disminuye un 1%. Generalmente, la capacidad de una caldera se expresa en términos de Boiler Horsepower (BHP). Para calderas de tamaños medios y aquellas relativamente grandes, la capacidad de producción se indica en lb/h de vapor o en Kg/h de vapor (1 BHP = 33465 BTU/h). El quemador es el componente que se encarga de manejar la combustión. Para el carbón, hay tres tipos de quemadores fundamentales: parrilla, pulverización y lecho fluidizado. (Sarco Spirax, 1999)

Los tres tipos de combustibles más comunes que se usan en las calderas de vapor son carbón, fuel oil y gas. Sin embargo, también se usan residuos industriales o comerciales en ciertas calderas y electricidad para calderas de electrodo. El tipo de combustibles se elige de acuerdo con su precio y su aplicación específica. Entre los combustibles sólidos más empleados está el carbón, y como combustible en las calderas, se suele utilizar carbón bituminoso y antracita. La mayor parte de las pérdidas de una caldera pueden detectarse en los gases calientes descargados por la chimenea. Si la combustión es buena, existirá solo una pequeña cantidad de aire en exceso y los gases de combustión contendrán un porcentaje relativamente grande de dióxido de carbono y solo una cantidad pequeña de oxígeno. Además, si las superficies de intercambio de calor están limpias, se extraerá un porcentaje alto de calor y la temperatura de los gases de combustión será baja. (Castro Mora, 2002)

1.2.1 Calderas pirotubulares que usan carbón

En estas calderas se hace pasar los gases de combustión calientes por el interior de los tubos de la caldera y estos transfieren el calor al agua que los rodea. Hay varias combinaciones diferentes de distribución de tubos para las calderas pirotubulares, dependiendo del número de pasos para los gases de combustión.

Las calderas de parrillas están entre los equipos más utilizados para la combustión de carbón. Pueden ser alimentados de forma manual o automática. En este último caso, se clasifican de acuerdo al tipo de alimentadores, en quemadores de alimentación de carga por debajo, transversal y superior. El alimentador de carga transversal como los de parrilla de cadena, parilla de barra o parrilla de desplazamiento inclinado utilizan lechos hasta de 250 mm, profundidad que es regulada por una compuerta bajo la cual pasa el carbón antes de entrar al hogar. La parrilla se va moviendo a través del hogar y el aire de combustión pasa a través de la parrilla. Las cenizas residuales se descargan continuamente a medida que la parrilla rota. Los quemadores de parilla viajera pueden quemar cualquier tipo de carbón, excepto los bituminosos coquizables. (Shield, 1976)

El diseño de las parillas y la tasa de combustión dependen de la cantidad y calidad del combustible que se va a quemar, puesto que mientras más difícil de quemar sea el combustible más baja será la tasa de combustión. El tamaño de las partículas, la cantidad y composición de las partículas también influyen en la combustión. Para carbones antracíticos y lignitos, la tasa de combustión es del orden de 130 Kg/m²h y 190 kg/m²h, respectivamente. Para residuos como aserrín, ripio, etc., están entre 250 y 350 kg/m²h. Para carbones bituminosos, la tasa de combustible esta entre 150 Kg/m²h y 200 Kg/m²h. (Tobon, 2002) La Figura 5 muestra el interior del hogar de la caldera y la parrilla viajera.



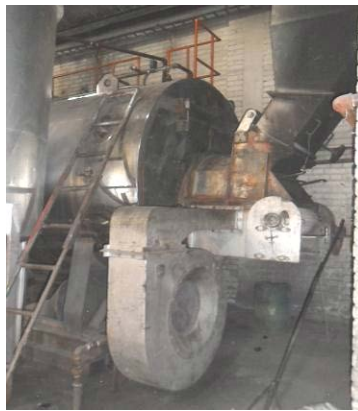
Figura 5. Hogar de la caldera y parrilla viajera
Fuente: El autor

En los sistemas de combustión de carbón, y en general de cualquier combustible, el suministro de aire es uno de los parámetros que deben ser objeto de mayor atención. El suministro de aire depende del tipo de quemador, de las características del combustible y de aire que requiere el proceso. En los quemadores de parrilla, generalmente se utiliza aire primario, que ingresa por debajo de la parrilla, y aire secundario o de sobrefuego, que ingresa a la cámara de combustión por encima del carbón que se está consumiendo. El aire secundario ayuda a eliminar el humo y a mejorar la eficiencia de combustión al mezclarse con los gases inquemados. La cantidad de aire de sobrefuego debe estar entre un 5 y 15% de la cantidad de aire total para la combustión. No todas las calderas cuentan con sistema de aire secundario.

La alimentación uniforme de carbón evita una mala distribución del aire de sobrefuego que podría incrementar la cantidad de inquemados y/o arrastre de partículas con los gases, lo cual ocasionaría problemas de sobrecalentamiento en la parrilla y en otras

partes del quemador. La regulación del flujo de aire y gases al interior de las calderas es realizada por el tiro, el cual tiene por objeto hacer llegar el aire al combustible, obligar a los gases de combustión a recorrer la cámara, los diferentes conductos de la caldera, sistemas de control y evacuar los gases (Sarco Spirax, 1999).

Al quemar un combustible, el hogar de la caldera se llena de productos de la combustión, gases que ya no son aptos para seguir oxidando el combustible y que deben ser eliminados para hacer ingresar aire nuevo que permita que la combustión continúe. Esto se consigue con el tiro. El gas que se encuentra en el hogar a elevada temperatura, tiene menor densidad que el aire, por lo cual tiene una tendencia a ascender. De esta forma, el gas se dirige por los conductos de humo hasta la chimenea, y el lugar que el gas va dejando tras de él es ocupado por el aire que ingresa, estableciendo una corriente que recibe el nombre de tiro, el tiro puede ser natural, forzado o mixto. (Castro Mora, 2002) En la Figura 6 se muestran los ventiladores de tiro forzado e inducido de la caldera.



a) Ventilador tiro forzado



b) Ventilador tiro inducido

Figura 6. Ventiladores de tiro inducido y tiro forzado.

Fuente: El autor

En el tiro natural, el recorrido de los gases no es ayudado por equipo alguno. En este caso, el tiro depende de las dimensiones de la chimenea, la velocidad del aire en el extremo del ducto que descarga al medio ambiente y del calor liberado por la combustión. En el tiro artificial, el recorrido de los gases se realiza con ayuda de ventiladores. En el tiro forzado, los ventiladores toman el aire de la atmósfera y lo descargan en el hogar. En el tiro inducido, los ventiladores se ubican en la salida de la caldera y descargan los gases a la atmósfera por la chimenea.

1.2.2 Carbón como combustible en calderas

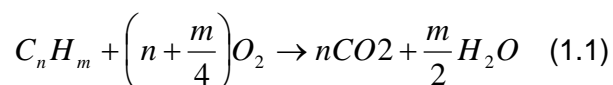
El carbón mineral tiene en su composición química carbono, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno y azufre. Tiene origen en las transformaciones físicas y químicas de grandes acumulaciones de material vegetal depositado en ambientes lagunares o deltaicos. La *American Society for Testing and Materials* (ASTMD-388-777) clasifica los carbones, como lo muestra la Tabla 1, según sus propiedades y composición, que son el resultado de la composición del material vegetal original y de las condiciones de presión y temperatura (grado de metamorfismo) a que dicho material fue sometido durante su formación. (Rios & Patiño, 2006).

| Tipo | Carbono Fijo (%) | Material Volátil (%) | Contenido Humedad (%) | Poder Calorífico (Kcal/Kg) |
|-----------------|------------------|----------------------|-----------------------|----------------------------|
| Antracita | 86-98 | 1 | <15 | >7780 |
| Bituminoso | 45-86 | 32 | 15-20 | 5800-7780 |
| Sub-bituminoso | 35-45 | 50 | 20-30 | 4300-7780 |
| Lignito y Turba | 25-35 | 96 | >30 | 2200-4300 |

Tabla 1. Clasificación de los carbones

Fuente: (Rios & Patiño, 2006).

El propósito del proceso de combustión es la liberación por oxidación de la energía que esta ligada químicamente en el combustible para convertirla en calor sensible. La oxidación completa de los combustibles de hidrocarburos simples forma dióxido de carbono (CO_2) de todo el carbono y agua (H_2O) del hidrogeno, es decir, para un combustible de hidrocarburo con una composición general C_nH_m , se tiene que la combustión es:

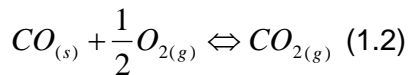


Incluso en el caso idealizado de combustión completa, la contabilidad de todas las especies presentes en la combustión de escape involucra más que simplemente medir el CO_2 y H_2O . Dado que los combustibles se queman en aire en lugar de oxígeno puro, el nitrógeno en el aire participa en el proceso de combustión para producir óxidos de nitrógeno. También muchos combustibles contienen elementos distintos del carbono, y estos elementos pueden transformarse durante la combustión, la combustión no siempre es completa y los gases efluentes contienen productos sin quemar o parcialmente quemados. (Flagan & Seinfeld, 1988)

Los combustibles sólidos se queman en diferentes tipos de sistemas, algunos de los cuales son similares a los utilizados para combustión de combustibles líquidos. En las grandes calderas industriales para generación de energía eléctrica el carbón se pulveriza para obtener un polvo fino que se pulveriza en la cámara de combustión y se quema en suspensión. Los sistemas más pequeños generalmente utilizan cámaras de combustión

fija o lecho fluidizado para tamaños más grandes. En el caso de alimentación mecánica del combustible en un lecho fijo (Stoker) solo una fracción del aire entra en contacto con el lecho fijo, por esta razón es necesario emplear grandes cantidades de aire que son necesarias para lograr una eficiencia de combustión razonable, sin embargo con flujos de aire altos las emisiones de hidrocarburos y monóxido de carbón pueden ser altas debido a una mezcla deficiente de aire y combustible sobre el lecho de combustible. Es por esto que el incremento de los requisitos de aire disminuye la eficiencia térmica en las unidades de alimentación con Stoker.(Flagan & Seinfeld, 1988)

La combustión del carbono depende de la cantidad de oxígeno suministrada, según esto la combustión puede ser completa o incompleta. En la combustión completa si la cantidad de oxígeno es suficiente la combustión del carbono es completa y se obtiene anhídrido carbónico (CO_2) aprovechándose la mayor cantidad de calor del combustible. El porcentaje mínimo de CO_2 recomendado es 12% siendo ideal 14.5%. En la combustión incompleta si el oxígeno que se entrega a la combustión es insuficiente, el combustible no se quema totalmente, se forma monóxido de carbón (CO) y la cantidad de calor que se aprovecha es menor. La eliminación del monóxido de carbono en el proceso de combustión es de gran importancia, lo cual se logra agregando aire (secundario) para convertir este CO en CO_2 (Bahamondes & Dummer, 2006)



En las calderas de tipo pirotubular con alimentación mecánica se usan normalmente dos entradas de aire. Una primera entrada (aire primario) que entra directamente con los combustibles líquidos o gaseosos o por debajo de las parillas, en el caso de combustibles sólidos, este aire se utiliza para quemar completamente el combustible y la segunda (aire secundario), que se agrega directamente al hogar se emplea para completar la combustión. En las calderas que queman combustibles sólidos, este aire se introduce sobre el lecho del combustible a través de la puerta del hogar o de las aberturas que este tiene.(Rodriguez Guerrero, 2000)

La combustión debe completarse por encima del lecho por la adición de aire secundario, en la llamada cámara de oxidación. El aire secundario también se emplea para oxidar el H_2 y el CO , que son producto de la descomposición del vapor de agua al reaccionar con el carbono. El oxígeno mínimo requerido para llevar a cabo las reacciones anteriores, representa el oxígeno estequiométrico o teórico, el cual se usa para calcular la cantidad de aire mínima necesaria y la relación aire-combustible teórica. Sin embargo, normalmente se usa un exceso de aire entre 15 y 25% para la quema de carbón pulverizado, entre un 20 y 30% para la quema en parrilla móvil (partículas < 2.5 cm.) y entre 30 y 45% para la combustión de carbón en parrilla fija (partículas > 2.5 cm). Empíricamente, una aproximación para obtener el aire teórico a nivel del mar, es aplicando la norma de que para cada 100 BTU de poder calorífico de cualquier combustible, es necesario 1 ft^3 de aire (Rios & Patiño, 2006).

1.2.3 Emisiones atmosféricas en calderas de carbón

Las emisiones procedentes de la combustión de carbón dependen de diferentes factores como la composición del combustible, el tipo y tamaño de la caldera, las condiciones de combustión, la carga, el tipo de tecnología de control y el nivel de mantenimiento de los equipos. Los gases provenientes de la combustión en las calderas contienen una gran variedad de compuestos, algunos de los cuales son considerados como agentes nocivos para el medio ambiente y para la salud. Los contaminantes de mayor preocupación resultantes de la combustión del carbón son: Material particulado (MP), óxidos de Azufre (SO_x) y Óxidos de Nitrógeno. Algunos combustibles no quemados, incluyendo monóxido de carbono (CO) y de numerosos compuestos orgánicos, generalmente se emiten bajo condiciones adecuadas de funcionamiento de la caldera.(US EPA, 1993)

El material particulado (MP) se considera como la porción no gaseosa de los gases de combustión y está compuesto por una compleja mezcla de sustancias en fases sólida y líquida, tales como hidrocarburos sin quemar y compuestos de azufre constituyentes de la ceniza (incluyendo metales tóxicos), entre otros. Se estima que las calderas que funcionan con carbón pulverizado arrastran en el flujo de gases entre el 70 y 90% de la ceniza total, mientras que calderas con alimentador de carbón de accionamiento mecánico (stoker) la corriente de gas arrastra aproximadamente el 40% de la ceniza, junto con cierta cantidad de inquemados.

Las cenizas volantes que se generan durante la combustión del carbón son un material heterogéneo compuesto por diferentes elementos que no se encuentran distribuidos uniformemente. La fracción mineral en el carbón sufre distintas transformaciones durante y después de la combustión y a medida que el gas de combustión se enfría después de la combustión, los elementos volátiles tales como el arsénico, boro, mercurio, cromo, selenio y el azufre se condensan sobre la superficie de las partículas de ceniza volante. Adicional a estos elementos en las cenizas volantes también se encuentran cadmio, cobre, molibdeno, antimonio, vanadio y Zinc.(Izquierdo & Querol, 2012)

El dióxido de azufre (SO_2) es un gas tóxico e incoloro de olor fuerte que se forma a partir del azufre presente en el combustible.. Durante la combustión también se forma el trióxido de azufre (SO_3), el cual constituye de 3 a 5% del total de los óxidos de azufre (SO_x).. El azufre contenido en el carbón se encuentra en un 50% como piritita, siendo el resto azufre orgánico y la menor cuantía corresponde a sulfatos. La evolución del SO_2 varía dependiendo de las condiciones, en la chimenea, las cenizas básicas adsorben y fijan el SO_2 como sulfito o incluso sulfato si en la zona inferior de la chimenea la temperatura es suficientemente elevada. En la atmósfera, cualquiera que sea el proceso químico que tiene lugar en la misma, el SO_2 es oxidado a ácido sulfúrico y sulfatos, especialmente sulfato amónico. La extensión de las reacciones depende, entre otros factores, de la temperatura, humedad, intensidad de la luz y como la atmósfera es un sistema dinámico, existen siempre diferentes tipos de reacciones predominantes.

El efecto del SO₂ sobre el ecosistema abarca problemas en vías respiratorias y gastrointestinales, mutaciones en microorganismos, etc., en el mundo animal, como la necrosis en plantas. El efecto más visible e inmediato se observa sobre áreas urbanas y forestales con niveles de polución altos, como consecuencia de la llamada lluvia ácida, que puede precipitar a grandes distancias del foco fijo de emisión de SO₂. (Alvarez, 2002)

Los óxidos de nitrógeno son contaminantes importantes del aire, la principal fuente antropogenica de generación es la combustión. Los vehículos de motor representan un gran fracción de las emisiones de óxido de nitrógeno, pero las fuentes fijas de combustión también liberan óxidos de nitrógeno. Tanto el Óxido Nítrico, NO, y el dióxido de Nitrógeno, NO₂, se producen en la combustión, pero la gran mayoría de los óxidos de nitrógeno son emitidos como NO. Los óxidos de nitrógeno en el proceso de combustión se generan como NO₂ y NO, que juntos forman los NO_x. En toda combustión existen tres formas para la formación de los NO_x (Flagan & Seinfeld, 1988):

- Los NO_x termales: La concentración es controlada por las concentraciones molares de nitrógeno y oxígeno y la temperatura de combustión. La combustión a temperaturas por debajo de 1300°C genera concentraciones mas bajas de NO_x termales
- NO_x combustibles: Los combustibles que contienen nitrógeno como el carbón crean NO_x combustibles que resultan de la oxidación del nitrógeno ya ionizado contenido en el combustible.
- NO_x inmediatos: Se forman a partir del nitrógeno molecular en el aire al combinarse con combustible, este nitrógeno se oxida junto con el combustible y se convierte en NO_x durante la combustión,

Dado que los NO_x Termales se forman a temperaturas superiores a 1300°C , algunas de las técnicas para controlar la formación de NO₂ se basan en manejar el proceso de combustión con temperaturas de llama baja y menores contenidos de oxígeno(Oelker, 2003).

El monóxido de carbón (CO) se considera como un subproducto de la combustión incompleta y depende en gran medida de las condiciones operativas de la caldera. La generación de monóxido de carbón depende de la eficiencia de oxidación del combustible en la caldera, al controlarse cuidadosamente el proceso las emisiones de CO pueden disminuir, sin embargo si la caldera funciona incorrectamente o no se le realiza mantenimiento adecuado las concentraciones de CO pueden aumentar en varios ordenes de magnitud. Pequeñas calderas suelen emitir mas CO que las grandes debido a que las pequeñas por lo general tienen un menor tiempo de residencia a alta temperatura y por lo tanto menos tiempo para conseguir una combustión completa(US EPA, 1993)

1.3 Sistemas de control de emisiones atmosféricas

1.3.1 Depuradores húmedos (*wet scrubbers*)

Dependiendo del diseño, los depuradores pueden ser utilizados para coleccionar partículas, gases o ambos. En los depuradores húmedos se eliminan las partículas por medio de captura en las gotas de líquido o en películas de lavado y posteriormente las gotas se separan de la corriente de gas. Diferentes variables de proceso afectan la captura de las partículas entre las cuales se incluyen el tamaño de la partícula, el tamaño de las gotas de líquido y velocidad relativa de la partícula y las gotas de líquido, pero es el tamaño de las partículas el parámetro más importante que influye sobre la remoción. Por lo general, las partículas de mayor tamaño son más fáciles de remover que las pequeñas. La clave para una captura de partículas eficaz en un depurador húmedo consiste en la formación de una niebla de pequeñas gotas que actúan como objetivos de recolección. La captura de partículas mejora en sistemas de recolección con mayor consumo de energía por que se requiere mayor cantidad de energía para producir nieblas de gotas diminutas y aumentar la velocidad relativa entre las partículas y las gotas. (Cooper, 2002)

Para la remoción de gases contaminantes en un depurador húmedo, el gas debe ser soluble en el líquido de lavado y además el equipo debe ser diseñado para proporcionar una buena interacción entre las fases de gas y líquido y un tiempo de residencia suficiente para que los gases contaminantes se disuelvan. Otra consideración importante, tanto para la remoción de material particulado como de gases contaminantes, es la cantidad de líquido inyectado por volumen de gas. (Karl Schnelle, 2002) Adicionalmente, el sistema debe estar diseñado para eliminar neblinas arrastradas o gotas de la corriente de gas antes que salgan por la chimenea.

Los depuradores húmedos exhiben un incremento total de la energía a medida que el tamaño de la partícula a remover disminuye como resultado de la técnica de captura que se utiliza. Estudios de velocidades de sedimentación de partículas y cinética de movimiento han demostrado que partículas mayores de aproximadamente 2 a 5 micras se comportan inercialmente y partículas más pequeñas tienden a comportarse como los gases. El primer caso las partículas tienden a tener una trayectoria definida mientras que las partículas de diámetro inferior a 2 micras tienden a ser influenciadas por partículas de gas, gradientes de temperatura y la densidad y no siguen un flujo de trayectoria predecible (Kenneth. Schiffetner, 2002)

Remoción de partículas en depuradores húmedos

Los depuradores húmedos capturan partículas de polvo relativamente pequeñas con grandes gotas de líquido. En la mayoría de los depuradores, las gotas que se producen son de tamaños superiores a los 50 micrómetros. El tamaño de las partículas, por su parte, depende de su origen. Por ejemplo, las partículas producidas por medios mecánicos tienden estar por encima de los 10 micrómetros mientras que aquellas que se producen por la combustión o en reacción química tendrán una proporción considerable de partículas pequeñas con tamaños menores de 5 micrómetros.

Las partículas de tamaño más crítico son aquellas que se encuentran entre el intervalo de 0.1 a 0.5 micrómetros, porque no son fáciles de remover en los depuradores húmedos. Las gotas recogen las partículas mediante el uso de uno o más mecanismos de recolección tales como la impactación, la interceptación directa, la difusión, la atracción electrostática, la condensación, la acción de la fuerza centrífuga y la acción de la gravedad. Sin embargo, la impactación y la difusión son los más importantes, por lo cual se describen a continuación

Mecanismo de impactación: en un depurador húmedo, las partículas de polvo tienden a seguir las líneas de flujo de la corriente de escape. Sin embargo, cuando se introducen gotas de líquido en esta corriente, las partículas no pueden seguir estas líneas de corriente, ya que éstas divergen alrededor de las gotas. Por lo tanto, las partículas golpean directamente a las gotas. La impactación es el mecanismo predominante para los depuradores húmedos, con velocidades de corriente de gas superiores a 0.3 m/s. La mayoría opera con velocidades de flujo de gas muy superiores a este valor, de manera que las partículas que tienen tamaños superiores a 1 micra son removidas por este mecanismo. A medida que el tamaño de la gota disminuye, la tasa de impactación aumenta, debido a que la presencia de mayor cantidad de gotas en el recipiente aumenta la probabilidad de que las partículas sean impactadas por las gotas. En la Figura 10 se muestra esquema del mecanismo de impactación.

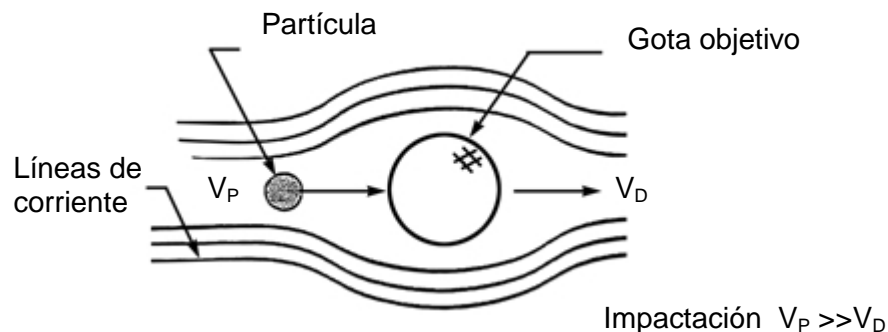


Figura 7. Mecanismo de Impactación

Fuente: (Kenneth. Schiffetner, 2002)

Mecanismo de difusión: las partículas muy pequeñas (menores a 0.1 micras de diámetro) experimentan movimientos al azar en la corriente de salida. Estas partículas son tan diminutas que son golpeadas por las moléculas de gas que se mueven en la corriente. Estos golpes o bombardeos causan que se muevan en una dirección y luego en otra de manera aleatoria. Sin embargo, el movimiento neto resultante ocurre en la dirección contraria a la del gradiente de concentración de partículas entre el seno del gas y la superficie de las gotas, fenómeno que se conoce como difusión.. La velocidad de difusión depende de la velocidad relativa entre las partículas y las gotas, y del diámetro de la gota de líquido. Por lo tanto, la eficiencia de remoción aumenta con el incremento de la velocidad relativa y la disminución del tamaño de las gotas de líquido. En la Figura 8 se presenta el esquema correspondiente al mecanismo de difusión. (Kenneth. Schiffetner, 2002).

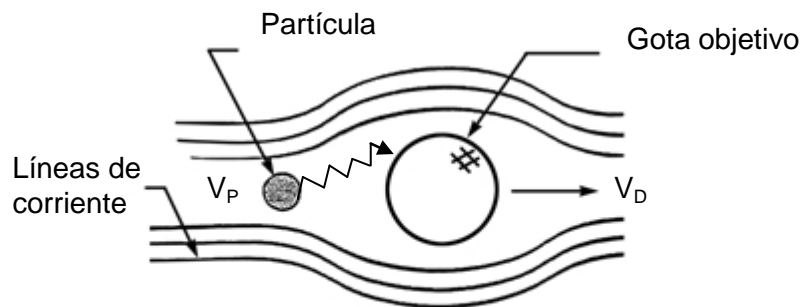


Figura 8. Mecanismo de Difusión

Fuente: (Kenneth. Schiffetner, 2002)

Remoción de gases en depuradores húmedos

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido a fin de disolver de una manera selectiva uno o más componentes de gas y de obtener una solución de estos en el líquido. (Treybal, 1998) Para retirar un gas contaminante por absorción, la corriente de escape debe pasar a través o estar en contacto con un líquido. En el primer paso de la absorción, los contaminantes gaseosos se difunden desde la zona en donde se encuentra la mayor concentración, que es la fase gaseosa, hacia la interfase liquido-gas. En el segundo paso, el gas atraviesa dicha interfase y en el tercero, el gas se difunde al interior del líquido. La velocidad de absorción depende de la resistencia a la transferencia de masa del contaminante en la fase gaseosa y en la fase líquida. (US EPA, 2005) En la Figura 9 se ilustran los pasos involucrados en la absorción.

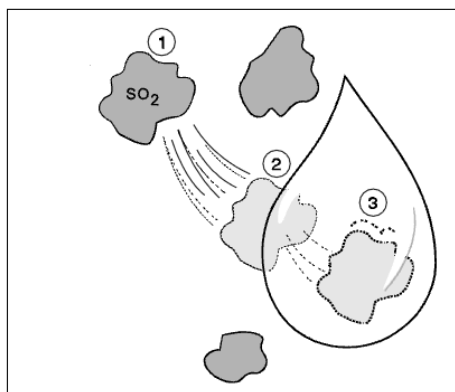


Figura 9. Remoción de un gas contaminante por absorción

Fuente: (US EPA, 2005)

Para mejorar la absorción, los diseños de los depuradores deben tener en cuenta que se debe proporcionar una gran área de contacto entre las fases gaseosas y líquida, lo cual corresponde a un gran número de gotas de tamaños pequeños. También se debe reducir la resistencia a la transferencia de masa en las fases gaseosa y líquida, lo cual se logra mediante el aumento de la turbulencia, así como permitir un tiempo de residencia y contacto suficiente entre las fases (US EPA, 2005).

La solubilidad es un factor importante que limita la cantidad de un contaminante que puede ser absorbida por un líquido. La solubilidad determina la cantidad de líquido necesaria y el tiempo de contacto necesario. Los gases más solubles necesitan menos cantidad relativa de líquido. La solubilidad es función de la temperatura y, en menor medida, de la presión del sistema (Karl Schnelle, 2002). A medida que aumenta la temperatura, la cantidad de gas que puede ser absorbida por un líquido disminuye. Por esta razón, en algunos sistemas de absorción se utilizan aerosoles de enfriamiento, para aumentar la eficiencia de absorción. La presión afecta la solubilidad de manera opuesta – cuando ésta se incrementa, la cantidad de gas absorbido tiende a aumentar.

Caída de presión.

La caída de presión del gas en un sistema de depuración y en cada uno de los componentes individuales que lo conforman, es un parámetro importante en la evaluación de la operación de un lavador húmedo, especialmente para la eliminación de las partículas. La caída de presión es una medida de la resistencia al flujo de gas que pasa de un punto a otro en donde la resistencia al flujo es causada por la fricción y la turbulencia. Para describir el flujo de aire se utilizan términos en función de la presión, de los cuales los más importantes son la presión estática, la presión de velocidad y la presión total. El aire que fluye en un tubo actúa bajo la presión estática y la presión de velocidad, las cuales, al ser sumadas, dan como resultado la presión total. La presión estática actúa en todas las direcciones y se mide en ángulos rectos a la dirección del aire para evitar la influencia de la velocidad del aire. La presión de velocidad es la presión creada por el movimiento del aire a una velocidad específica. La caída de presión a través de un dispositivo es la diferencia aritmética entre la presión estática a la entrada y salida del dispositivo. (U.S.EPA, 1982)

La caída de presión es un indicador importante para un depurador húmedo. Para la mayoría, la recolección de partículas aumenta a medida que la potencia de entrada o caída de presión aumenta. Por lo tanto, mediante el suministro de más potencia, es decir, creando una mayor caída de presión, la remoción de partículas mejora. Sin embargo, a medida que aumenta la caída de presión, el costo de operación aumenta, porque se requiere más potencia en el ventilador o mayor potencia de bombeo del líquido. Para lograr muy altas eficiencias de remoción, el lavador venturi debe operar a caídas de presión del gas de 25 a 100 pulgadas de H_2O . Cuando opera a 10 pulgadas de H_2O de caída de presión, puede remover partículas de tamaños mayores a 2 micras con eficiencias cercanas al 100%, mientras que a 100 pulgadas de H_2O de caída de presión, puede remover partículas de tamaños tan pequeños como 0.3 a 0.4 micras, lo cual indica que la eficiencia de remoción es proporcional a la caída de presión (Santoleri, J. Reynolds, & Theodore, 2000).

Relación líquido-gas

Un parámetro importante en sistemas lavadores de gases es la velocidad de flujo de líquido de lavado. Es común expresar el flujo de líquido como una función del caudal de gas que está siendo tratado, la relación de líquido a gas. Expresar la cantidad de líquido utilizado como una relación permite que los sistemas de diferentes tamaños puedan ser fácilmente comparados.

Para la eliminación de partículas, la relación de líquido a gas es una función del diseño mecánico del sistema, mientras que para la absorción de gases, la relación de líquido a gas es un indicador de la dificultad para eliminar un contaminante. La mayoría de los lavadores de gases empleados para el control de partículas utilizan relaciones de líquido a gas entre 4 y 20 galones por cada 1000 pies cúbicos por minuto. En función del diseño del lavador, un volumen mínimo se requiere para humedecer las partes internas del depurador y crear puntos objetivos para la remoción. Se debe tener en cuenta que después de un punto óptimo, la adición de exceso de líquido puede provocar pérdida de presión excesiva, afectando la operación del sistema. (US EPA, 2005).

1.3.2 Tipos de depuradores húmedos

Hay numerosas configuraciones de depuradores y sistemas de lavado, todas planteadas para proporcionar un buen contacto entre el líquido y la corriente de gas contaminado. Entre los más conocidos, se encuentran los depuradores de torre por aspersión, las torres de lecho empacado, los depuradores de bandeja y los depuradores de gas atomizado

Los depuradores de torre de aspersión son equipos sencillos y de bajo costo, con bajo consumo de energía. Un lavador está compuesto por varios aspersores que generan gran cantidad de finas gotas que se ponen en contacto a contracorriente con el gas contaminado. Las partículas son captadas por el líquido de lavado por mecanismos de impacto sobre las gotas. Debido a limitaciones inherentes de velocidad relativa entre las gotas y las partículas, estos lavadores son eficientes sólo para partículas de tamaños superiores a 5 micras de diámetro (Davis, 2000).

En las torres empacadas, el líquido de lavado se introduce por la parte superior y escurre hacia abajo sobre empaques sólidos contenidos en uno o más lechos dispuestos en serie. Los empaques están diseñados para proporcionar una gran área superficial, manteniendo una caída de presión razonable. Su eficiencia de remoción es baja para partículas de tamaños inferiores a 3 micras y su consumo de energía es medio al compararlo con el de otros sistemas de control. Su principal desventaja radica en que el lecho puede obstruirse si la concentración de partículas es alta.

En las columnas debandejas o platos, el líquido entra desde la parte superior y fluye a lo largo de platos perforados dispuestos transversalmente y comunicados por bajantes o vertederos. El gas se desplaza hacia arriba a través de los agujeros de los platos, creando una acción de burbujeo que favorece la captura de partículas por el líquido. El burbujeo puede ser mejorado por capuchas o válvulas ranuradas sobre las perforaciones.

Este tipo de lavador tiene una baja eficiencia para partículas con tamaños inferiores a 1 micra, debido a la velocidad de la corriente de gas a través de las aberturas de las bandejas. (US EPA, 2005). Su consumo de energía es medio, en comparación con el de otros sistemas de control.

Finalmente, el lavador venturi es un ejemplo de depuradores de gas atomizado de alto consumo de energía. Es empleado para el control de emisiones cuando se requieren altas eficiencias de remoción de partículas con tamaños inferiores a 2 micras de diámetro. Por su diseño, el venturi aprovecha la potencia del ventilador más eficientemente que otros tipos de lavadores húmedos (Chereminoff, 1993). Una descripción más detallada se presenta en la siguiente sección.

1.4 Depuradores húmedos tipo venturi.

Entre los depuradores húmedos, el lavador venturi es uno de los más eficientes, pues no solo permite la remoción de partículas sino que funciona muy bien como absorbedor de contaminantes gaseosos. Este dispositivo tiene un consumo alto de energía, requerida para la atomización del líquido. Un lavador venturi consta de una sección convergente, una garganta y una sección divergente. La corriente de gas entra en la sección convergente en la cual la velocidad del gas se incrementa debido a la reducción en el área transversal del ducto. El líquido es introducido directamente en la garganta o en la entrada de la sección convergente y el gas es forzado a moverse a velocidades extremadamente altas en la pequeña sección de la garganta, en donde interactúa con el líquido de la garganta, produciendo una enorme cantidad de muy pequeñas gotas. Posteriormente, la corriente de escape sale por la sección de divergencia, en la cual se ve obligado a reducir su velocidad. Los lavadores venturi se pueden utilizar para remover tanto partículas como contaminantes gaseosos, pero son más eficientes en la eliminación de partículas (Santoleri et al., 2000). En la Figura 10 se muestra el venturi y las secciones que lo componen.

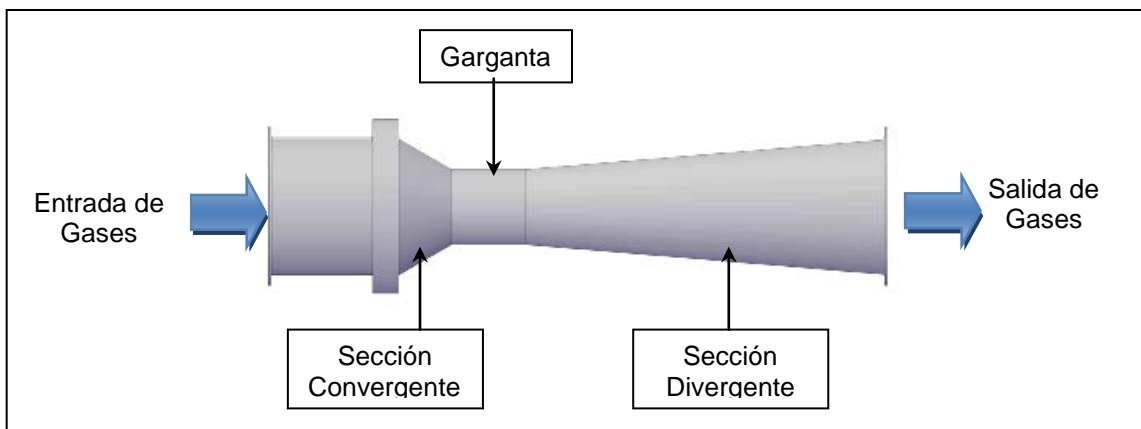


Figura 10. Componentes de un venturi

Fuente: El autor

Lavadores venturi con gargantas circulares pueden manejar flujos de escape tan grandes como 88000 m³/hora. A mayores velocidades de flujo de escape, es difícil lograr una distribución de líquido uniforme, a menos que se utilicen vertederos o deflectores adicionales. Para manejar grandes flujos, los lavadores se diseñan con grandes gargantas estrechas y rectangulares.

Todos los lavadores venturi requieren de un separador de arrastre, debido a que a altas velocidades a través del lavador, el gas tiene la tendencia a arrastrar las pequeñas gotas con la corriente de gas limpio. Los separadores ciclónicos, de malla y de hoja son los separadores de arrastre más utilizados para los lavadores venturi. Los separadores ciclónicos se conectan a la salida del lavador venturi y emplean la fuerza centrífuga para enviar las gotas hacia la pared del separador, formando una película comprimida que se aglomera y acumula para ser drenada por gravedad fuera de la corriente del aire. En la Figura 11, se muestra un lavador venturi con separador ciclónico. (US EPA, 2005).

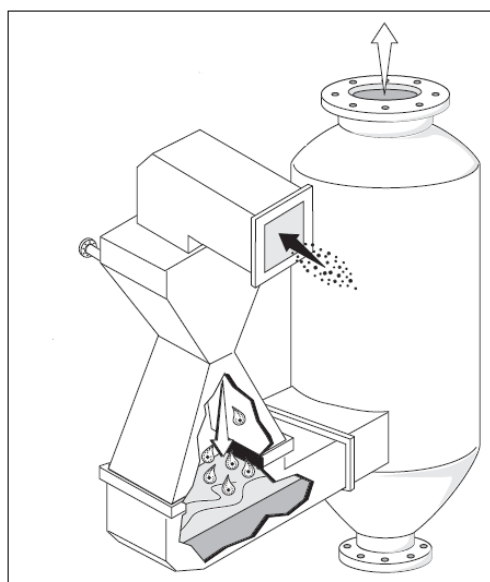


Figura 11. Lavador venturi con separador ciclónico.
Fuente: (US EPA, 2005)

1.4.1 Principio de operación

Remoción de material particulado

Los venturi son los lavadores más comúnmente utilizados para la recolección de partículas finas entre 0.5-10 micras de diámetro, ya que son capaces de lograr la mayor eficiencia de remoción entre los diversos sistemas de lavado húmedo..

Las partículas de polvo introducidas con el aire son aceleradas en la convergencia y chocan con las finas gotas de líquido, principalmente mediante el mecanismo de impacto inercial. Los otros mecanismos de colisión, tales como la interceptación y la difusión

browniana, también operan, pero son muy débiles con respecto al impacto inercial. Las gotas que capturan las partículas de polvo son recolectadas en el separador ciclónico que se encuentra conectado al lavador venturi. El aire limpio es descargado a la atmósfera, mientras que el líquido drenado es tratado para su reutilización.

Remoción del dióxido de azufre (SO_2) por absorción

La absorción de gases, aplicada al control de la contaminación de aire, se refiere a la eliminación de uno o mas contaminantes procedentes de una corriente de gas contaminado, mediante el tratamiento con un líquido absorbente en el cual presenten alta solubilidad. La tasa de transferencia de los componentes solubles del gas a la fase líquida está determinada por procesos difusionales que ocurren en cada fase – gaseosa y líquida – y a través de la interfase gas-líquido. Por ejemplo, en una mezcla de aire y SO_2 que se pone en contacto con agua, el SO_2 es soluble en agua y aquellas moléculas que entran en contacto con la superficie de agua se disuelven con bastante rapidez. Sin embargo las moléculas de SO_2 se dispersan inicialmente a través de toda la fase de gas y ellas solamente pueden alcanzar la superficie del agua por difusión a través de una capa límite de aire, que es sustancialmente insoluble en agua. Cuando el SO_2 , después de entrar en contacto con la superficie del agua, se ha disuelto, se distribuye en la fase acuosa mediante un segundo proceso de difusión a través de una capa límite de líquido. En consecuencia, la velocidad de absorción está determinada por el flujo difusional en la capa límite, tanto en la fase gaseosa como en la líquida. Para acelerar la absorción, sin embargo, se recurre al aumento de la turbulencia en cada una de las fases y del área superficial de la interfase gas-líquido, expresada en últimas en la producción de gotas muy finas del líquido absorbente.

Para la selección de un absorbente apropiado para remover un determinado contaminante gaseoso de la corriente de aire, se deben considerar los siguientes criterios (J. P. Reynolds & Jeris, 2002):

- Alta solubilidad del gas en el líquido absorbente
- Baja presión de vapor del líquido absorbente para minimizar las pérdidas por evaporación.
- Baja corrosividad del absorbente, para evitar daños reducir los costos de materiales de construcción en los equipos.
- Bajo costo del líquido absorbente y de su disposición o tratamiento para su reutilización.
- Baja viscosidad del líquido absorbente, para lograr mejores tasas de absorción, mejores propiedades de transferencia de calor, menores pérdidas de carga y menores costos de bombeo.

1.5 Definición del problema

Las fuentes fijas de la ciudad de Bogotá emiten anualmente a la atmósfera 1400 toneladas de material particulado, 2600 toneladas de óxidos de nitrógeno y 2200 toneladas de óxidos de azufre (Fandiño & Behrentz, 2009). Las elevadas concentraciones de contaminantes atmosféricos en las localidades de Puente Aranda, Kennedy, Fontibón y Engativá de la ciudad de Bogotá, se deben en gran medida a las emisiones ocasionadas por este tipo fuentes.

Entre las emisiones de fuentes fijas, las de óxidos de nitrógeno son en su mayoría atribuidas a las fuentes de combustión que utilizan gas natural como combustible, mientras que las de material particulado y óxidos de azufre se atribuyen principalmente a las fuentes de combustión que emplean combustibles sólidos como el carbón, el cual se utiliza generalmente en hornos de producción de ladrillo y calderas a carbón. A pesar que las calderas a carbón son empleadas en diferentes sectores industriales, las empresas del sector de lavado y teñido de prendas, más conocidas como tintorerías, concentran un número considerable de estas calderas, razón por la cual se seleccionó una empresa de este sector para llevar a cabo este trabajo.

En la mayoría de las empresas del sector de tintorerías, se ha considerado la posibilidad de cambiar hacia tecnologías de combustión más limpia, como calderas a gas natural. Sin embargo, esta posibilidad no ha tenido acogida entre muchos empresarios, debido a que están acostumbrados a manejar los bajos precios del carbón y a operar esta tecnología, a pesar de las dificultades inherentes al manejo de un combustible sólido. Los empresarios del sector han preferido adelantar proyectos para mejorar las características del carbón, como por ejemplo carbonizar de carbón a baja temperatura para disminuir las emisiones atmosféricas al momento de la combustión, usar biomasa como combustible o implementar sistemas de control eficientes que sean económicamente viables y que permitan cumplir con los límites de emisión establecidos por la normatividad actual.

La mayoría de estas calderas cuentan con sistemas de control como ciclones y lavadores, pero es indiscutible que las eficiencias de remoción obtenidos con los equipos actualmente utilizados son bajas. Esto se debe, principalmente, a que a pesar de que los depuradores húmedos son una tecnología probada y reconocida a nivel mundial para el control de contaminantes atmosféricos, este sector no ha podido apropiarse de esta tecnología de forma adecuada, principalmente por falta de conocimiento. En consecuencia, se han instalado equipos mal diseñados, contruidos de forma empírica, o escalados de un equipo a otro sin tener mayores consideraciones técnicas, que se deterioran muy rápido y se dejan de utilizar. Adicionalmente, no se mantienen condiciones de operación óptimas de los sistemas de control que permitan obtener las máximas eficiencias, lo cual se suma a las malas condiciones de mantenimiento y al bajo nivel tecnológico de los sistemas de combustión del sector en Bogotá, dando como resultado concentraciones de material particulado y SO₂ en las emisiones de estas

fuentes permanentemente por encima de los valores límites permitidos por la normatividad¹

En el marco del convenio de recuperación del medio ambiente local suscrito entre el fondo de desarrollo local de Kennedy (FDL) y la Universidad de Ciencias Aplicadas y Ambientales (UDCA, 2009), se llevaron a cabo estudios isocinéticos en diferentes calderas ubicadas en empresas del sector textil para determinar la concentración de material particulado. Los resultados obtenidos corregidos al 6% de oxígeno de referencia se muestran en la Tabla 2. La comparación de los resultados obtenidos contra la norma actual evidencia que se supera el límite máximo de concentración establecido para el material particulado.

| Descripción | % O ₂ actual | Mp (mgN/m ³) | Mp (Kg/hora) | Mp (mgN/m ³) corregido 6% oxígeno | Valor norma 6982/2011 (mg/Nm) |
|--|-------------------------|--------------------------|--------------|---|-------------------------------|
| American Jeans Caldera Parrilla viajera 200 BHP. Sistema de control (SC) Multiciclón y torre lavado. | 14,7 | 153,99 | 0,592 | 366,43 | 100 |
| Arcoíris Caldera stoker 200 BHP SC Hidrociclón | 13,8 | 398,17 | 1,914 | 829,52 | 100 |
| Tinte Export Caldera manual 100 BHP Ciclón | 17,5 | 780,03 | 3,152 | 3342,99 | 100 |
| Sport Moda Caldera stoker 200 BHP (SC) Ciclón y hidrociclón | 13,6 | 219,82 | 0,767 | 417,44 | 100 |
| Tecnicolor Caldera Manual 100 BHP (SC)Ciclón | 18,2 | 713,85 | 1,793 | 3824,20 | 100 |

Tabla 2. Resultados concentración de material particulado en calderas a carbón

Fuente: (UDCA, 2009)

Durante el desarrollo de este trabajo se tuvo acceso a los resultados de los estudios isocinéticos de calderas a carbón en siete (7) empresas del sector de tintorerías. En la se muestran los resultados obtenidos, que incluyen la concentración de material particulado y dióxido de azufre corregidas al 6% de oxígeno de referencia. Para cada caldera se especifica la potencia y el tipo de sistema de control con el que cuenta.

¹ Resolución 6982 del 27 de 2011 SDA "Por la cual se dictan normas para la prevención y control de la contaminación atmosférica por fuentes fijas". Resolución 909 del 5 de Junio de 2008 del MAVDT "Por la cual se establecen las normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera por fuentes fijas".

| Concentraciones corregidas al 6% de referencia en volumen | | | | |
|---|---|-----------------------|--------------------|----------------|
| Descripción | | | Unidades | Valor |
| 1 | Caldera Continental 80 BHP Sistema de control (SC) Ciclón | Material particulado | mg/Nm ³ | 955 |
| | | | Kg/hr | 0.3499 |
| | | Valor norma 6982/2011 | mg/N | 100 |
| | | Oxido de Azufre | mg/Nm ³ | 1059,15 |
| | | | Kg/hr | 0.3877 |
| 2 | Caldera 100 BHP (SC) Ciclón | Material particulado | mg/Nm ³ | 268,64 |
| | | | Kg/hr | 0.22 |
| | | Valor norma 6982/2011 | mg/N | 100 |
| | | Oxido de Azufre | mg/Nm ³ | 535,31 |
| | | | Kg/hr | 0.438 |
| 3 | Caldera Lefel 80 BHP (SC) Multiciclón y lavador | Material particulado | mg/Nm ³ | 386,7 |
| | | | Kg/hr | 0,4657 |
| | | Valor norma 6982/2011 | mg/N | 100 |
| | | Oxido de Azufre | mg/Nm ³ | 453,15 |
| | | | Kg/hr | 0,5454 |
| 4 | Caldera JCT 200BHP (SC) Multiciclón | Material particulado | mg/Nm ³ | 996,62 |
| | | | Kg/hr | 0,8288 |
| | | Valor norma 6982/2011 | mg/N | 100 |
| | | Oxido de Azufre | mg/Nm ³ | 325,51 |
| | | | Kg/hr | 0,2707 |
| 5 | Caldera COLMESA 150 BHP (SC) Multiciclón | Material particulado | mg/Nm ³ | 828,49 |
| | | | Kg/hr | 1,4582 |
| | | Valor norma 6982/2011 | mg/N | 400 |
| | | Oxido de Azufre | mg/Nm ³ | 981,78 |
| | | | Kg/hr | 1,7288 |
| 6 | Caldera JCT 200BHP (SC) Multiciclón y lavador | Material particulado | mg/Nm ³ | 693,45 |
| | | | Kg/hr | 0 |
| | | Valor norma 982/2011 | mg/N | 100 |
| | | Oxido de Azufre | mg/Nm ³ | 1059,15 |
| | | | Kg/hr | 0.3877 |
| 7 | Caldera Secavet 200BHP SC(Hidrociclón) | Material particulado | mg/Nm ³ | 365,0 |
| | | | Kg/hr | 0,3558 |
| | | Valor norma 6982/2011 | mg/N | 100 |
| | | Oxido de Azufre | mg/Nm ³ | 1103,89 |
| | | | Kg/hr | 1,0759 |
| 7 | Caldera Secavet 200BHP SC(Hidrociclón) | Material particulado | mg/Nm ³ | 365,0 |
| | | | Kg/hr | 0,3558 |
| | | Valor norma 6982/2011 | mg/N | 100 |
| | | Oxido de Azufre | mg/Nm ³ | 1103,89 |
| | | | Kg/hr | 1,0759 |

Tabla 3. Resultados de concentración de Mp y SO₂ en calderas a carbón

Fuente: El autor

El presente proyecto busca diseñar e implementar un lavador de gases tipo venturi en una caldera que emplea carbón como combustible, con el fin de establecer la eficiencia de remoción de material particulado y dióxido de azufre. Se evalúa la influencia de la inyección de la solución de lavado, el flujo de gas y flujo de solución de lavado sobre la eficiencia del sistema de control. Adicionalmente, se busca establecer las condiciones de operación para el sistema de control que proporcionan la mayor eficiencia de remoción para material particulado y dióxido de azufre, con el fin de aplicar los resultados obtenidos a equipos de combustión a carbón de similares características.

1.5.1 Objetivos

Objetivo General

Determinar la eficiencia de remoción de material particulado (MP) y dióxido de azufre (SO_2) para un sistema de control de emisiones atmosféricas tipo lavador venturi en una caldera que emplea carbón como combustible.

Objetivos Específicos.

- Diseñar, construir e instalar un lavador venturi para el control de emisiones atmosféricas en una caldera, teniendo como referencia las configuraciones recomendadas en la literatura para este tipo de equipos y las condiciones de operación de la caldera seleccionada.
- Evaluar el efecto de la inyección de líquido de lavado por medio de aspersión o película sobre la eficiencia de remoción de MP y SO_2 en el lavador.
- Evaluar el efecto de la relación flujo de líquido de lavado y flujo de gas sobre la eficiencia de remoción de material particulado y SO_2 en lavador.
- Analizar el comportamiento de la caída de presión y cambio de temperatura en el lavador Venturi cuando se emplean diferentes formas de inyección de líquido de lavado y diferentes relaciones de flujo de gas y flujo de líquido de lavado
- Realizar un muestreo isocinético para determinar la concentración de los contaminantes en las emisiones de la caldera, para la condición de operación del lavador que presentó las mejores eficiencias de remoción de MP y SO_2 .

2.Desarrollo experimental

El desarrollo experimental del proyecto se llevó a cabo en varias etapas. La primera consistió en la selección de la fuente fija de combustión que empleara carbón como combustible. Luego, se realizó el diseño, construcción e implementación del lavador de gases tipo venturi con todos los equipos que componen el sistema de lavado. Posteriormente, se realizó el diseño factorial de experimentos, se establecieron los métodos de muestreo y medición. Finalmente, se realizaron las mediciones y muestreos para los contaminantes MP y SO₂.

2.1 Selección de la fuente fija de combustión

Para la realización del presente trabajo fue necesario, en primer lugar, identificar y seleccionar una fuente fija de combustión en la cual fuera posible instalar el lavador de gases tipo venturi junto con los equipos que componen el sistema de control. La fuente seleccionada fue una caldera de generación de vapor tipo pirotubular de 100 BHP de potencia que opera con carbón mineral. Las especificaciones de la caldera se presentan en la Tabla 4. La caldera se emplea para generar el vapor de agua que es empleado en diferentes equipos en la planta de proceso, como en las maquinas lavadoras industriales, para calentar el agua de proceso, en los secadores y en las planchas de prendas.

| | |
|--|-----------------------------|
|  | |
| Especificaciones técnicas de la caldera: | |
| Tipo de caldera | Pirotubular |
| Marca | Power Master |
| Año de fabricación | 1996 |
| Capacidad | 100 BHP |
| Presión de diseño | 120 PSI |
| Presión de operación | 90 PSI |
| Tiempo de operación día. | 10 horas |
| Tipo de combustible | Carbón mineral (bituminoso) |
| Consumo de combustible | 50 Kg/hora |
| Sistema de control | Multiciclón |
| Diámetro ducto. | 0.385 m |

Tabla 4. Especificaciones técnicas de la caldera

2.2 Diseño y construcción del lavador Venturi.

2.2.1 Lavador venturi:

El lavador venturi se diseñó considerando las configuraciones empleadas en diferentes fuentes de información para lavadores de este tipo y con base en los parámetros de operación de caldera, tales como temperatura, velocidades y flujos de la corriente de gases. El resumen de los datos de interés que fueron utilizados para el diseño del lavador se presenta en la Tabla 5.

| Descripcion | Parametro | Unidades | Valor |
|---|--------------|---------------------|-------|
| Volumen de gases secos medidos a cond. estandar | Vmst | m ³ | 0,78 |
| peso molecular del gas seco | Ms | Lb/lbmol | 28,42 |
| Velocidad del gas en la Chimenea | Vs | m/seg | 8,97 |
| Area seccion transversal de flujo | As | m ² | 0,116 |
| Caudal a condiciones de Chimenea | Qs | m ³ /min | 62,43 |
| Temperatura de salida gas | T gas salida | °C | 140 |
| Diametro Chimenea | Dia in chime | metros | 0,385 |
| Altura chimenea | h chimenea | metros | 21 |

Tabla 5. Resumen datos caldera empleados para diseño del venturi.

Fuente: Adaptado estudio Isocinético Multicolor Ltda.

Las concentraciones de los contaminantes a condiciones normales (25°C y 1 atm) a porcentaje de oxígeno en la chimenea de 11,7% y corregidas a un 6% de oxígeno de referencia para la caldera, antes de implementar el lavador de gases, se presentan en la Tabla 6.

| Descripcion | Parametro | Unidades | Valor 11,7% O ₂ | Valor 6% O ₂ |
|----------------------|-----------------|-------------------|----------------------------|-------------------------|
| Material Particulado | Pm | mg/m ³ | 646,11 | 1042,11 |
| Dioxido de Azufre | SO ₂ | mg/m ³ | 904,94 | 1459,58 |
| Oxidos de Nitrogeno | NO _x | mg/m ³ | 113,05 | 182,34 |
| Monoxido de carbon | CO | mg/m ³ | 387,27 | 624,63 |

Tabla 6. Concentración de contaminantes en la descarga

Fuente: Adaptado estudio Isocinético Multicolor Ltda.

El lavador venturi fue construido de forma que fuera posible realizar la inyección de líquido de lavado en dos formas: una mediante aspersión y la otra mediante inyección tipo película. Para la inyección tipo película, fue necesario construir un anillo en la parte superior del venturi, por el cual se suministra el agua en cuatro puntos a través de tubos de ½" pulgada instalados a 45°. La configuración interna del anillo consiste en una ranura de 2mm de altura que se extiende alrededor del venturi, la cual permite que el líquido surtido se comporte como una película que se desliza por las paredes. Para la inyección tipo *spray*, el agua se provee por la parte superior del venturi mediante un tubo de ½" pulgada, al cual se conecta el aspersor. En la Figura 12 se muestra el diseño de lavador venturi con inyección tipo película y *spray*.

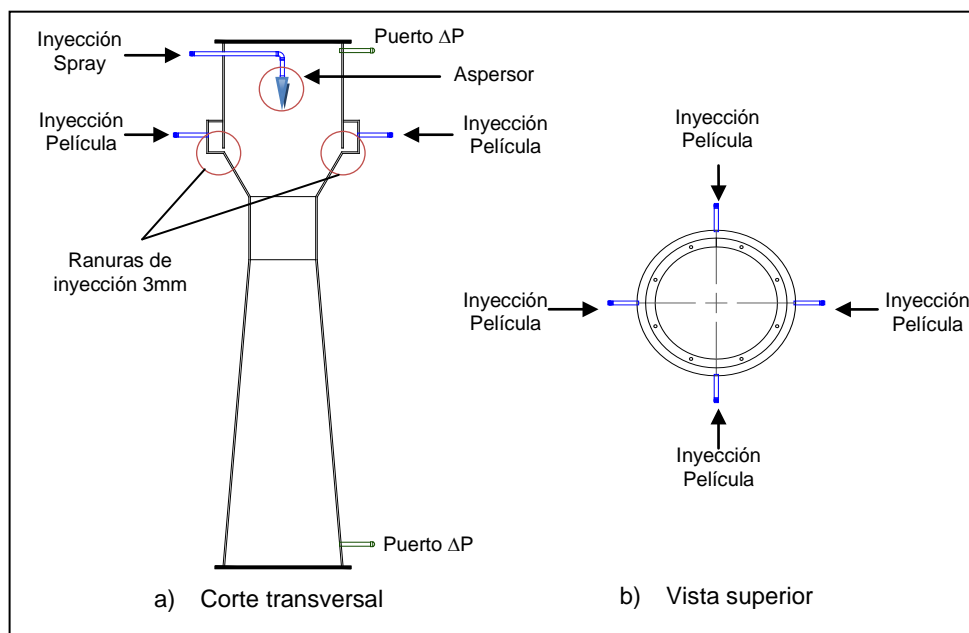


Figura 12. Diseño venturi para inyección tipo *spray* y película

Fuente: El autor.

Para llevar a cabo la inyección de líquido de lavado por aspersión, se instaló un aspersor de cono lleno tipo *Spiral Jet* en la parte superior del equipo, al cual se conduce el líquido mediante una manguera y tubería conectada a una bomba centrífuga. El material de construcción del aspersor fue acero inoxidable 316 L y el ángulo de aspersión fue de 170°. Para la selección del aspersor, se tuvo en cuenta: i) que no tuviera partes internas, para evitar taponamientos debido a las partículas presentes en el agua de lavado recirculada; ii) que las gotas generadas fueran preferiblemente de tamaño uniforme; y iii) que la abertura no fuera demasiada estrecha. En la Figura 13 se muestra el aspersor empleado.



Figura 13. Fotografía demostrativa del aspersor para la solución de lavado

Fuente: (*Spraying Systems Co*)

Se instalaron dos puertos para la medición de la caída de presión en el lavador venturi: uno en la parte superior del lavador, a la entrada de la corriente de gas, y otro en la parte inferior, a la salida de la corriente de gas. El material de construcción del venturi fue

lámina de acero al carbón calibre 1/8" SA-36. Para determinar las dimensiones del equipo, se tomaron como referencia las configuraciones empleadas por diferentes autores, estableciendo que la mas apropiada era la de Silva & Teixeira, 2009a, teniendo en cuenta los flujos de gas y tamaño de ductos. Se fijaron como ángulos de convergencia y divergencia 34° y 10°, respectivamente. En la Figura 14 se muestran la configuración y nomenclatura para el diseño del lavador venturi.

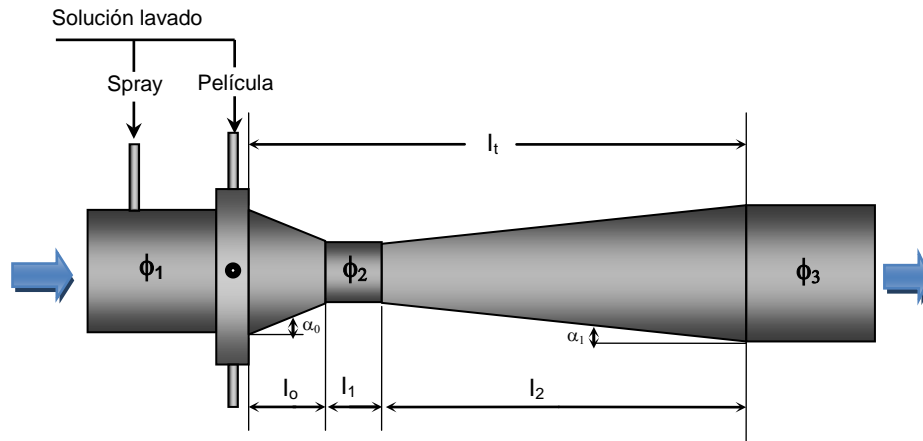


Figura 14. Configuración y nomenclatura lavador venturi
Fuente: El autor, adaptado a partir de (Silva & Teixeira, 2009b)

Durante el diseño y construcción del venturi, se contemplaron varias configuraciones para los segmentos convergentes y divergentes así como para los diámetros y longitudes. En la Figura 15 se muestra el lavador venturi en etapa de diseño.

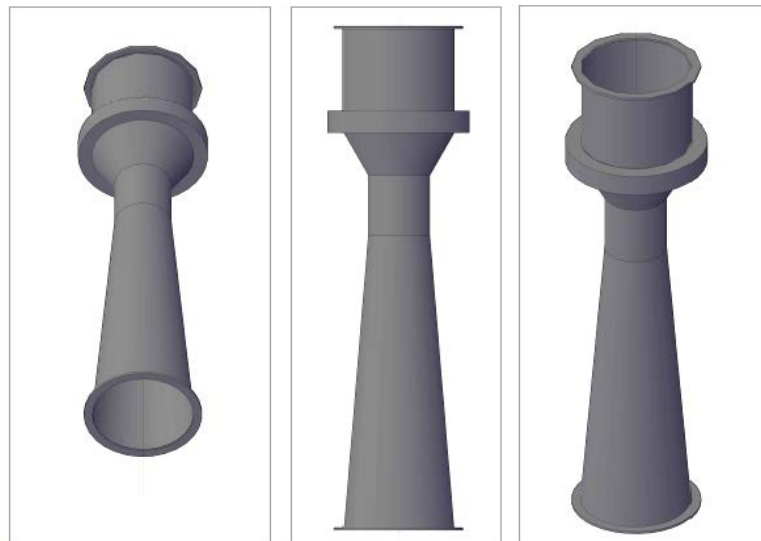


Figura 15. Lavador venturi
Fuente: El autor

El diámetro de entrada al venturi se determinó a partir del flujo de aire, del espacio disponible y tamaño de los ductos del sistema a ser intervenidos. Las longitudes de las secciones de divergencia y convergencia fueron determinadas por el ángulo de

divergencia y por el espacio disponible para instalación del Venturi. En la Tabla 7 se presentan las dimensiones del lavador que fue construido.

| Descripción | Valor |
|---|-------------|
| Diámetro de entrada (ϕ_1) m | 0.5 |
| Diámetro en la garganta (ϕ_2) m | 0.25 |
| Diámetro de salida (ϕ_3) m | 0.5 |
| Longitud de convergencia (l_0) m | 0.2 |
| Longitud de garganta (l_1) m | 0.3 |
| Longitud de divergencia (l_2) m | 1.3 |
| Angulo de convergencia α_0° | 34 |
| Angulo de Divergencia. α_1° | 10 |
| Espesores lamina HR | Calibre 1/8 |
| Diámetro mangueras inyección película | 3/8 " |
| Diámetro mangueras inyección spray | 1/2" |

Tabla 7. Detalles de geometría del venturi

Fuente: El autor

El flujo de gas y de solución de lavado en un venturi puede ser descrito como un flujo anular de dos fases; parte del líquido se desplaza como una película a lo largo de la pared y la otra parte es transportada por el gas en forma de finas gotas en la parte central del tubo. El lavador se instaló a la salida del ventilador, el cual se encuentra después del multiciclón. La ubicación del lavador después del ventilador tiene como propósito evitar que la humedad de la corriente genere problemas de corrosión directamente sobre los álabes del ventilador. En la Figura 16 se muestran fotografías del venturi instalado y las entradas de solución de lavado.



Figura 16. Lavador venturi instalado.

Fuente: El autor

2.2.2 Separador ciclónico y eliminador de niebla.

Separador ciclónico

En el lavador venturi, el contaminante es capturado por las gotas de líquido, las cuales deben ser retiradas posteriormente de la corriente de gas de escape antes que sea descargado a la atmósfera. Los separadores de arrastre son llamados también eliminadores de niebla y son empleados básicamente para remover las gotas de líquido presente en la corriente de gas. El separador también sirve para recuperar el líquido de lavado y permitir su reutilización. La Figura 17 muestra el separador ciclónico que fue construido para el lavador venturi.



Figura 17. Separador ciclónico.

Fuente: El autor

Para el dimensionamiento del separador ciclónico, se tomaron como referencia las medidas recomendadas por uno de los fabricantes de este tipo de tecnologías Ceilcote Air Pollution Control Inc., 2005 para sistemas depuradores tipo venturi estándar con capacidades aproximadas de 6000 pies³/min. Las especificaciones de las dimensiones se presentan en la Tabla 8

| Descripción | Especificación |
|-------------------------|--------------------|
| Diámetro exterior torre | 1100 mm |
| Longitud cilindro torre | 2150 mm |
| Longitud cono torre | 250 mm |
| Válvula de drenaje | 2" acero al carbón |
| Espesores | Calibre 1/8 SA-36 |

Tabla 8. Detalles de geometría separador ciclónico.

Eliminador de Niebla.

El separador cuenta con un eliminador de niebla en su parte superior que tiene como función principal separar las finas gotas arrastradas por la corriente gaseosa, dejando los gases libres de partículas líquidas de tamaño superior a 3 micras. La separación se da por el choque de las finas gotas suspendidas en la corriente gaseosa (niebla) contra el eliminador. Las gotas aumentan su tamaño por coalescencia entre ellas y caen por acción de la gravedad al fondo del separador. Las dimensiones para construcción de esta unidad se establecen a partir de los datos suministrados por Cooper (2002) para separadores inerciales sencillos tipo W. En la Figura 18 se muestra un ejemplo del eliminador de niebla implementado y sus dimensiones.

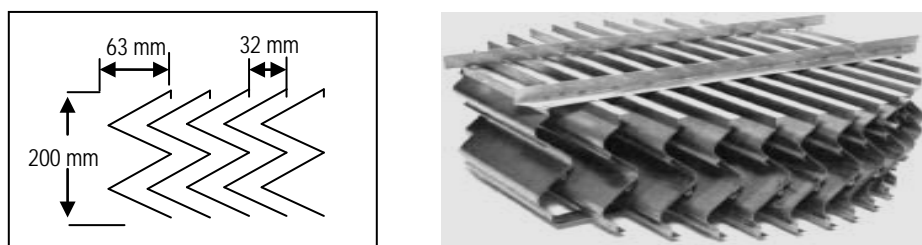


Figura 18. Eliminador de niebla

Fuente: El autor y Armatec Environmental Ltd.

2.2.3 Sistema de recirculación de líquido de lavado.

Para el manejo del líquido de lavado, se construyó un sistema de recirculación consistente en un tanque de sedimentación y neutralización de tres compartimientos. En el primer compartimiento se recibe el agua de lavado y se adiciona solución alcalina. Posteriormente, la solución pasa al segundo compartimiento donde, mediante láminas deflectoras, se acelera la sedimentación. El tercer compartimiento sirve para realizar el bombeo de la solución a los inyectores del lavador de gases. El sistema funciona con recirculación de líquido de lavado en ciclo cerrado, para disminuir los costos asociados a uso de agua en el lavador. El agua que se pierde por evaporación es remplazada por agua limpia. El volumen útil del tanque es de $1,8 \text{ m}^3$. En la Figura 19 se muestra el tanque que fue construido e instalado.



Figura 19. Tanque de sedimentación y neutralización solución lavado

Fuente: El autor

El diagrama de equipos correspondiente al sistema lavador de gases implementado se muestra en detalle en el ANEXO A.

2.2.4 Puertos de muestreo y plataforma.

Para llevar a cabo el muestreo de material particulado y mediciones de contaminantes generados por la fuente, fue necesario instalar puertos de muestreo y construir una plataforma fija para realizar las mediciones. El diseño de la plataforma y la ubicación de los puertos de muestreo se realizó conforme a lo establecido en el protocolo para el control y vigilancia de la contaminación atmosférica generadas por fuentes fijas del Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial (MAVDT, 2010). Los puertos de muestreo son de 4" de diámetro están ubicados a 90° entre ellos y la distancia entre la última perturbación y los puertos de muestreos es superior a 8 veces el diámetro de la chimenea. La Figura 20 muestra la plataforma y los puertos de muestreo que fueron instalados.



Figura 20. Plataforma y puertos de muestreo en chimenea.

Fuente: El autor

2.3 Diseño experimental para pruebas de eficiencia del lavador

2.3.1 Definición de variables:

El muestreo y las mediciones de los contaminantes se realizaron en el ducto de salida de los gases de combustión de la caldera. Para ello, se adaptaron puertos de muestreo para la entrada de la sonda de muestreo de material particulado y el tubo pitot. Las variables de operación de la caldera, como la presión y el flujo de alimentación del combustible, fueron determinadas por los requerimientos de vapor en la planta de proceso.

Para asegurar que la composición del carbón utilizado no variara entre pruebas, se empleó una carga de carbón de una misma mina, el tipo de carbón empleado en las pruebas corresponde al carbón mineral que se emplea en la caldera habitualmente. El análisis del carbón se presenta en la Tabla 9

| Parámetro | Unidades | Valor |
|------------------|----------|-------|
| Humedad residual | % | 2.37 |
| Cenizas | % | 7.48 |
| Material Volátil | % | 41.63 |
| Carbón Fijo | % | 44.31 |
| Poder Calorífico | Cal/g | 7480 |
| Azufre | % | 0.91 |

Tabla 9. Análisis carbón mineral empleado en la caldera.

Fuente: Multicolor Ltda. Ficha técnica Carbón.

Las variables a controlar que son objeto del estudio se definen de la siguiente forma.

i. Forma de inyección del líquido de lavado **I**

I_p : Inyección tipo película

I_s : Inyección tipo *spray*

ii. Flujo de gases combustión **G**

G_1 : Nivel alto 82. m³ de gas/ minuto 18 % de oxígeno en exceso

G_2 : Nivel bajo 54 m³ de gas/ minuto 10 % de oxígeno en exceso

iii. Flujo de líquido de lavado combustión **L**

L_1 : Nivel alto 85 litros líquido de lavado/ minuto

L_2 : Nivel bajo 68 litros líquido de lavado/ minuto

Las variables de operación de la caldera, tales como la presión y el flujo de alimentación de carbón, son determinados por los requerimientos de proceso. Sin embargo, mediante el control automático de la caldera, se fija un intervalo de presión para operación de la caldera entre 90 y 100 psia y la velocidad de la parrilla se mantiene constante. El pH de la solución de lavado se ajusta en 12, dosificando una solución alcalina a base de hidróxido de sodio (NaOH). Para su preparación y verificación, se emplea un medidor digital de pH.

2.3.2 Diseño experimental factorial completo 2k:

Considerando que se requiere evaluar el efecto de varios factores sobre una variable de respuesta, se utilizó un modelo experimental basado en un diseño factorial completo 2^k , donde k representa el número de variables a estudiar (Montgomery, 2006). Los niveles anteriormente establecidos para cada variable se toman como nivel alto (+) y bajo (-), según corresponda. Para el presente trabajo se definen 3 factores: la forma de inyección de la solución de lavado (I) el flujo de gases de combustión (G) y flujo de agua de lavado (L), para un diseño factorial 2^3 . El arreglo de variables y niveles se muestra en la Tabla 10.

| Variable (factor) | Niveles | |
|-------------------|------------------------|---------------------------|
| | + | - |
| I (Inyección) | I _s (spray) | I _p (película) |
| G (Gas) | G ₁ | G ₂ |
| L (Líquido) | L ₁ | L ₂ |

Tabla 10. Arreglo de variables y niveles

La tabla 5 presenta los tratamientos realizados. Se realizaron cuatro réplicas de cada una de las corridas, número definido de acuerdo con el procedimiento que se presenta en el ANEXO B.

| N | Tratamientos | | | Combinación de tratamientos | Descripción |
|---|--------------|---|---|--|---|
| | I | G | L | | |
| 1 | - | - | - | I _p G ₂ L ₂ | Inyección Película Gas Bajo-Líquido Bajo |
| 2 | - | - | + | I _p G ₂ L ₁ | Inyección Película Gas Bajo-Líquido Alto |
| 3 | - | + | + | I _p G ₁ L ₁ | Inyección Película Gas Alto-Líquido Alto |
| 4 | - | + | - | I _p G ₁ L ₂ | Inyección Película Gas Alto-Líquido Bajo |
| 5 | + | - | - | I _s G ₂ L ₂ | Inyección Spray Gas Bajo-Líquido Bajo |
| 6 | + | - | + | I _s G ₂ L ₁ | Inyección Spray Gas Bajo-Líquido Alto |
| 7 | + | + | + | I _s G ₁ L ₁ | Inyección Spray Gas Alto-Líquido Alto |
| 8 | + | + | - | I _s G ₁ L ₂ | Inyección Spray Gas Alto-Líquido Bajo |

Tabla 11. Distribución factorial de experimentos

2.4 Métodos de muestreo y medición

2.4.1 Determinación de velocidad

Para establecer los puntos de medición y velocidad del gas en el sistema, se utilizaron como referencia el Método 1 (US EPA, 2011) y el Método 2 promulgados por el Centro de Medición de Emisiones de la EPA (US EPA, 2010a). Para determinar la presión de velocidad necesaria para el cálculo de la velocidad del gas en el ducto, se empleó un tubo pitot tipo "S" de acero inoxidable de 36" de longitud de inserción y diámetro de 5/16" diseñado específicamente para la medición de flujos de aire o gases cargados con partículas u hollín. Se utilizó también un manómetro de presión diferencial inclinado de 0 a 5 mm H₂O marca Dwyer. En la Figura 21 se presenta el esquema para medición de presión de velocidad con el tubo pitot y el manómetro diferencial que fueron empleados.

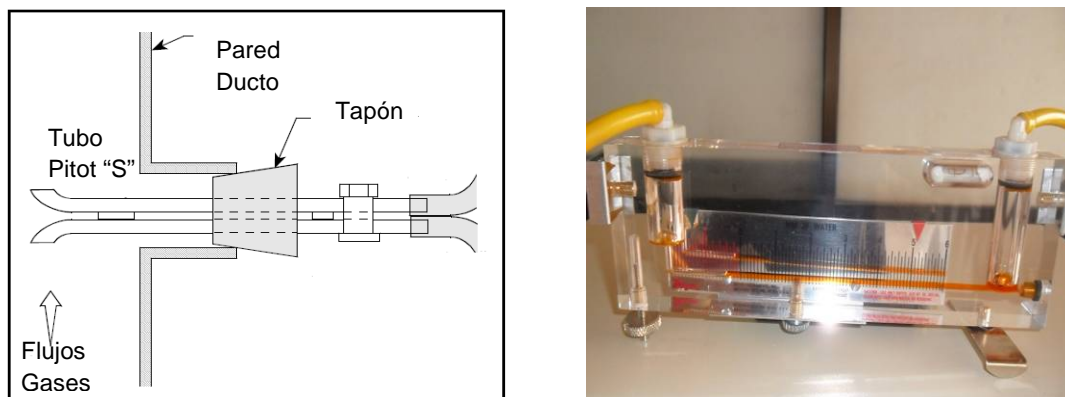


Figura 21. Esquema del tubo pitot y fotografía del manómetro diferencial.
Fuente: Adaptado (US EPA, 2005) y el Autor

2.4.2 Determinación de la concentración de material particulado

Para el muestreo de material particulado, se empleó un equipo muestreador de material particulado por filtración con el que cuenta el Laboratorio de motores del Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica de la Universidad Nacional de Colombia. El muestreador está compuesto por: una bomba de vacío de dos etapas marca Value; un rotámetro para establecer el flujo de aire que es muestreado; con un termómetro digital con control automático para ajuste de temperatura en el interior del muestreador; un temporizador; un portafiltros y una sonda de muestreo. Las muestras de material particulado se recolectaron sobre filtros circulares de microfibra de vidrio de 55 mm de diámetro marca Whatman GF/A. En la Figura 22 se observan fotografías del muestreador de material particulado utilizado, en las cuales se aprecia el tablero del equipo, el portafiltros y uno de los filtros empleados durante los muestreos.



Figura 22. Muestreador de material particulado
Fuente: El Autor

La determinación de la concentración de material particulado se realizó por gravimetría en el laboratorio de análisis instrumental del Departamento de Ingeniería Química y Ambiental de la Universidad Nacional de Colombia, empleando una balanza de 4 dígitos de precisión. Los filtros se pesaron por triplicado antes y después del muestreo. Para las medidas gravimétricas, se utilizaron guantes de nitrilo, pinzas y tapabocas, para evitar la contaminación de los filtros. Todos los filtros empleados fueron acondicionados antes y después del muestreo en una cámara de acondicionamiento por un periodo mínimo de 24 horas a una temperatura de 18°C y humedad relativa de 45% (Wing, 1994); en la Figura 23 se muestra el desecador empleado.

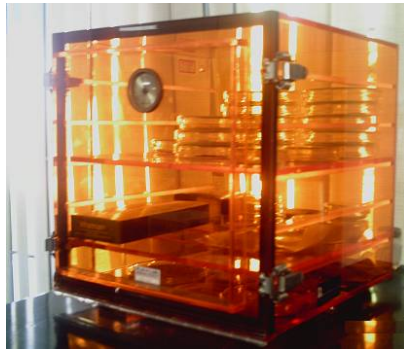


Figura 23. Desecador de filtros

Fuente: El Autor

2.4.3 Determinación de concentración de gases de combustión (SO_2 , NO_x) y oxígeno

Para realizar la medición de la temperatura y concentración de los gases de combustión, se utilizó un analizador de gases de combustión portátil marca Bacharach Modelo CA300NSX con el que cuenta el Laboratorio de plantas térmicas y energías renovables de la Universidad Nacional de Colombia. Este equipo posee diferentes tipos de sensores para determinar la concentración O_2 , CO, NO_x y SO_2 , así como un termopar para medir la temperatura. La calibración del equipo se realizó de acuerdo establecido en su manual de operación y mantenimiento. La Figura 24 muestra una fotografía del analizador de gases empleado.



Figura 24. Analizador de gases de combustión.

Fuente: El Autor

2.4.4 Determinación de caída de presión y temperatura en el venturi

La caída de presión en el lavador se determinó utilizando un manómetro de vidrio en U, con agua en su interior. Para realizar la medición, se ubicaron dos niples de $\frac{1}{2}$ " pulgadas: uno en la base del venturi, a la entrada de gas, y otro en la salida del venturi. A estos niples se conectaron las mangueras que comunican con el manómetro. En la Figura 25 se muestra el esquema correspondiente a la instalación del manómetro.

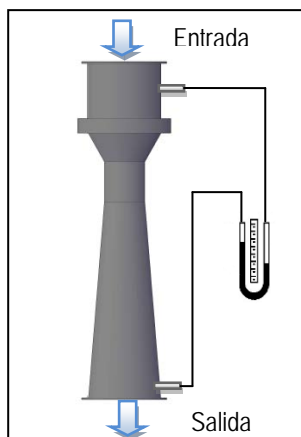


Figura 25. Medición caída de presión en el venturi

Fuente: El Autor

2.4.5 Determinación isocinética de la concentración de contaminantes atmosféricos emitidos

Determinación isocinética de material particulado.

La determinación de material particulado se realizó de acuerdo a lo establecido en el Método 5 (US EPA, 2010b). Se utilizó un equipo marca Apex Instruments Inc., tipo universal, conocido como tren de muestreador de ductos o chimeneas, aprobado por la EPA. Consta de una sonda con una boquilla en el extremo la cual va a un ciclón y posteriormente a un filtro, localizados dentro de un horno a una temperatura promedio de 120 °C, con el fin de evitar la condensación de la humedad que acompaña al gas de combustión.

Después del horno, el gas se lleva a 4 burbujeadores instalados en serie, sumergidos en hielo, con el fin de condensar el vapor de agua. Los dos primeros contienen 100 cc de agua destilada cada uno, el tercero permanece vacío y el cuarto contiene aproximadamente 200 gramos de sílica gel. Después del último impactador, el sistema se

conecta a una línea que va al tablero de control, en el cual se localiza un medidor de gas seco, una válvula de control de flujo y una bomba de vacío conectada a una válvula de paso. El equipo cuenta además con un tubo pitot tipo “S” conectado a un manómetro, que mide la cabeza de velocidad del flujo a través de la chimenea. En la Figura 26 se muestra el esquema del tren de muestreo para determinación de partículas.

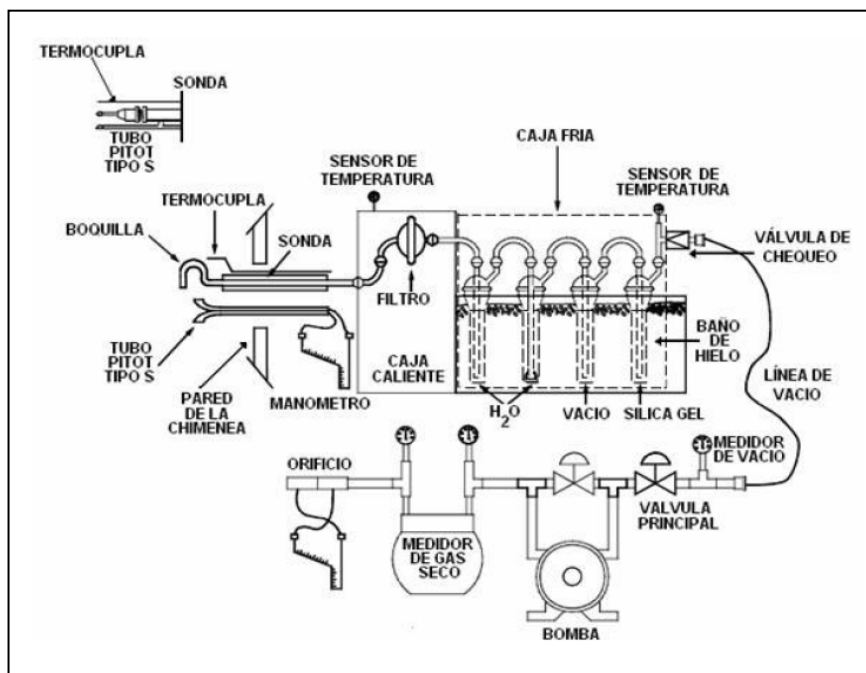


Figura 26. Esquema tren de muestreo para determinación de partículas
Fuente: Adaptado (US EPA, 2010b)

El material particulado se recogió en filtros de fibra de vidrio y su masa fue determinada por gravimetría, pesando el filtro con material particulado antes y después del muestreo.

Determinación de la concentración de dióxido de azufre.

La determinación de la concentración de dióxido de azufre se realizó siguiendo el método 8 (US EPA, 2010c). Para la toma de muestras, se utilizó el mismo tren de muestreador en chimeneas que es empleado para el muestreo isocinético de material particulado. La muestra de gas es tomada isocinéticamente y las neblinas ácidas, incluyendo el trióxido de azufre (SO_3), son separadas del dióxido de azufre. El dióxido de azufre es determinado por titulación con cloruro de bario, utilizando torio como indicador de color.

La neblina ácida y el SO_3 son removidos de la corriente gaseosa en el primer burbujeador, el cual debe contener 100 mililitros de solución de alcohol isopropílico al 80%. El segundo y tercer burbujeadores contienen cada uno 100 mililitros de solución de peróxido de hidrógeno al 3%, que absorbe el SO_2 y lo oxida, formando una solución de

H₂SO₄. El cuarto burbujeador se deja como trampa y el quinto debe contener 200 gramos de sílica gel.

Determinación del contenido de oxígeno.

Para la determinación de la concentración de oxígeno, se siguió el método EPA 3B (US EPA, 2010d). Una muestra representativa de los gases de chimenea es extraída y recolectada en una bolsa Tedlar®, a una tasa constante de flujo y de manera simultánea al muestreo isocinético. El tren de muestreo para determinar el contenido de oxígeno está compuesto por una probeta de acero inoxidable equipada con filtro de fibra de vidrio, un condensador de 250 ml, , una bomba de diafragma para transportar la muestra de gas a la bolsa tedlar, un tanque entre la bomba y el rotámetro para eliminar el efecto de pulsación ocasionado por el diafragma de la bomba en el rotámetro, un rotámetro para medir la velocidad de flujo en la bomba de vacío y una bolsa tedlar flexible.

3.Resultados y discusión

3.1 Determinación de velocidad y caudal de gases

El nivel alto para el flujo de gases de combustión corresponde a las condiciones de operación a las cuales la caldera se encontraba operando al inicio del estudio. A estas condiciones, se midió el porcentaje de oxígeno en la chimenea mediante el analizador de gases y se estableció que el porcentaje de oxígeno se encontraba en 18%.

Para calderas a carbón, se recomienda un porcentaje de aire en exceso de 25 a 40%, lo cual corresponde a un porcentaje de oxígeno en los gases de combustión entre 4 y 6.5% aproximadamente (Testo S.A., 2010). Sin embargo, el porcentaje de oxígeno del nivel inferior se estableció en 10%, debido a que la caldera presentó inconvenientes para alcanzar la presión de operación cuando se intentó obtener valores inferiores de oxígeno. Para realizar el ajuste del porcentaje de oxígeno, fue necesario restringir el flujo de aire mediante un dâmpfer existente en el ducto a la entrada al ciclón. El valor obtenido para el porcentaje de oxígeno una vez realizados los ajustes en el dâmpfer fue de $10\% \pm 2\%$.

Velocidad del gas en chimenea (Vs)

La velocidad del gas en chimenea se relaciona con la presión de velocidad a través de la ecuación de Bernulli (Londoño, 2010):

$$V_s = K_p * C_p * (\sqrt{\Delta P}) * \sqrt{\frac{T_s}{P_s * M_s}} \quad (3.1)$$

Donde;

Vs: Velocidad de gas en la chimenea en m/s

Kp: Constante 34,97 m/s ((lb/lb mol* mmHg)/(°k*pulg H₂O))

Cp: Coeficiente del tubo pitot tipo S. 0,85

ΔP: Cabeza de velocidad de gases en chimenea, mm de Agua

Ts: Temperatura de los gases en chimenea. °K

Ps: Presión absoluta en la chimenea. Bar.

Ms: Peso molecular del gas

| | Flujo de Gas (G) Nivel Alto | Flujo de Gas (G) Nivel bajo |
|-------------------|--|--|
| Punto transversal | ΔP (mm Agua) | ΔP (mm Agua) |
| 1 | 4,6 | 3,2 |
| 2 | 4,9 | 3,6 |
| 3 | 5,4 | 3,3 |
| 4 | 5,6 | 3,2 |
| 5 | 5,7 | 3,5 |
| 6 | 5,5 | 3,2 |
| 7 | 5,4 | 3,1 |
| 8 | 4,6 | 3,1 |
| Promedio | 5,21 | 3,27 |

Tabla 12. Presión de velocidad para flujo alto y bajo de gas

Remplazando los valores en la ecuación 3.1, en donde la temperatura de los gases para el flujo de gas nivel alto es 48.8°C y 79.8°C para el flujo de gas nivel bajo.

Para flujo de gas Nivel alto: $V_s = 7.89 \text{ m/s}$

Para flujo de gas Nivel bajo: $V_s = 9.51 \text{ m/s}$

Caudal de gases en condiciones de chimenea (Q_s)

$$A_s = \varphi^2 * \frac{\pi}{4} \quad (3.2)$$

$$Q_s = V_s * A_s * 60 \quad (3.3)$$

Donde;

Q_s : Caudal de gases en chimenea en condiciones estándar

A_s : Área transversal del ducto m^2

j : Diámetro del ducto en m

Para flujo de gas Nivel alto: $Q_s = 66.4 \text{ m/s}$

Para flujo de gas Nivel bajo: $Q_s = 55.1 \text{ m/s}$

Durante el ajuste de flujo de gas para mantener valores de porcentaje de oxígeno en el valor establecido de 10% para el nivel bajo y 18% en el nivel alto, se aprecia que, debido a las condiciones de operación y la demanda de vapor en el proceso, resulta difícil mantener los porcentajes en valores fijos, los cuales varían en $\pm 2\%$. Las mediciones del porcentaje de oxígeno se realizaron durante el tiempo que permanece en funcionamiento el ventilador de tiro inducido, lo cual garantiza un flujo constante de aire. La velocidad de parrilla viajera se mantuvo constante, para evitar cambios significativos en la combustión.

3.2 Concentración de material particulado (MP)

Para los 8 tratamientos establecidos por el diseño factorial 2^3 , se realizaron muestreos de material particulado con 4 réplicas, para un total de 32 muestras, utilizando el muestreador de material particulado por filtración y una sonda de muestreo en cobre con diámetro interno de 5 mm. El muestreo se efectuó de tal manera que existieran condiciones que se aproximaran al isocinetismo.

El flujo de succión en el muestreador calculado para la boquilla de 5 mm de diámetro, para tener una velocidad igual a 7.8 m/s en condiciones de flujo de gas nivel bajo en la chimenea, fue de 9.29 L/min, mientras que el calculado para el nivel alto de gas fue de 11, 2 L/min. Considerando que la estabilidad del rotámetro fluctúa en ± 1 litro por minuto, se decidió mantener la velocidad de succión para el muestreo en 10 L/min, teniendo en cuenta que el promedio de flujo de muestreo para nivel alto y nivel bajo fue de 10,25 L/min. El tiempo de muestreo se definió en 5 minutos por muestra.

Los filtros empleados para determinar la concentración de material particulado para los diferentes tratamientos fueron acondicionados y pesados antes y después de realizar el muestreo. En la Figura 27 se muestran fotografías de algunos de los filtros empleados para determinar la concentración de material particulado y la balanza utilizada.



Figura 27. Filtros muestreo material particulado y pesaje

Fuente: El autor

La concentración de material particulado para cada uno de los muestreos realizados se determinó empleando la siguiente ecuación:

$$Mp(mg / m^3) = \frac{p_f(mg) - p_i(mg)}{Q_M(m^3 / s)} * t_M(s) \quad (3.4)$$

Donde:

Mp: Concentración de material particulado.

Pf: Peso final de filtro.

Pi: Peso inicial del filtro.

Q_M: Caudal muestreado.

t_M: Tiempo de muestreo.

Para realizar la corrección de las concentraciones al valor de referencia de oxígeno al 6% requerido, el cual aplica para fuentes de combustión que utilizan carbón como combustible, según lo establece la norma sobre control de la contaminación atmosféricas de la autoridad ambiental², se emplea la siguiente ecuación

$$Mp_{6\%}(mg / m^3) = Mp * \left[\frac{21 - 6\% O_{2ref}}{21 - \% O_{2actual}} \right] \quad (3.5)$$

² Resolución 6982 del 27 de 2011 SDA "Por la cual se dictan normas para la prevención y control de la contaminación atmosférica por fuentes fijas".

Los resultados de concentraciones de material particulado corregidas al 6% de oxígeno de referencia para cada uno de los tratamientos evaluados se representan en un diagrama de cajas y bigotes (*Box-Plot*), en el cual se puede visualizar la distribución de los resultados obtenidos. Ver Figura 28.

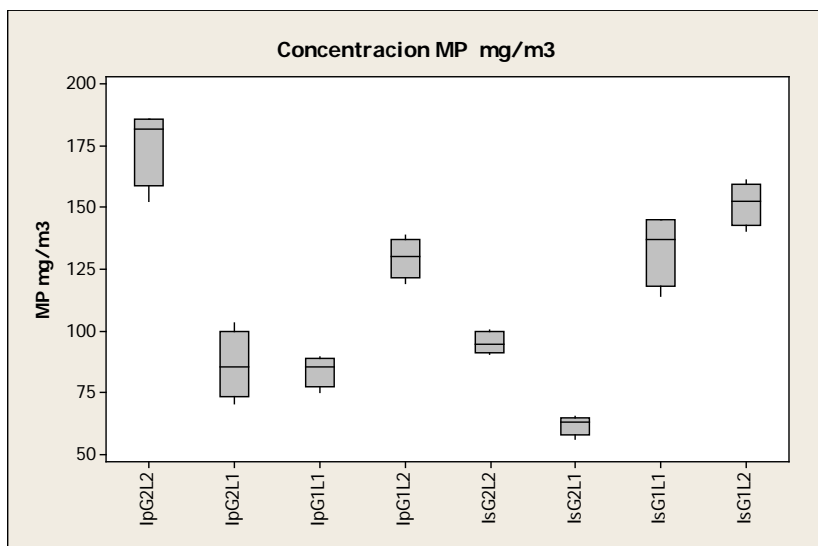


Figura 28. Resultados concentración de Mp

La eficiencia de remoción de material particulado para cada tratamiento se calcula a partir de la concentración inicial de material particulado determinada en el ducto de la caldera sin que el lavador de gases estuviera operando, cuyo resultado para un promedio de cuatro mediciones fue una concentración de 385 mg/m³ con un 15,7% de oxígeno, el cual corresponde a 1089,5 mg/m³ al corregirlo al 6% de oxígeno de referencia. La eficiencia se determinó mediante la siguiente ecuación.

$$\eta_{MP_{remocion}} \% = \frac{(\overline{MP}_i - \overline{MP}_f)}{\overline{MP}_i} * 100 \quad (3.6)$$

Donde:

$\eta_{MP_{remocion}}\%$: Eficiencia de remoción de Material Particulado en %.

\overline{MP}_i : Concentración inicial de material particulado (corregida 6% Oxígeno)

\overline{MP}_f : Concentración final promedio de material particulado para cada tratamiento. (Corregida 6% Oxígeno)

Los resultados correspondiente a la eficiencia de remoción de material particulado, para los ocho tratamientos corregidas al oxígeno de referencia de 6% se presentan en la Figura 29

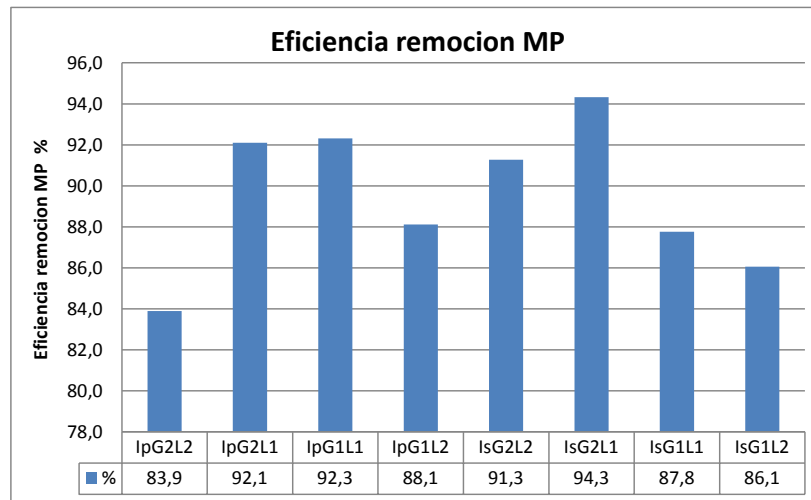


Figura 29. Eficiencia de remoción de MP (6% Oxígeno)

Analizando los resultados de la Figura 28, es posible establecer que las menores concentraciones de material particulado (Mp) se presentan para el tratamiento ISG2L1, que corresponde a la inyección tipo spray con flujo bajo de gas y flujo alto de líquido. En este caso, la inyección en *spray* proporciona finas gotas que entran en contacto con las partículas contenidas en la corriente de gas. El mayor flujo de líquido con respecto al flujo de gas proporciona mayor cantidad de finas gotas, permitiendo una mayor probabilidad de que las partículas impacten con las gotas. Esto concuerda con lo enunciado por Silva & Teixeira (2009a): debido a que el diámetro de la boquilla de aspersión es fijo, el aumento de flujo de la solución de lavado hace que la velocidad en el aspersor sea mayor, haciendo que el tamaño de las gotas sea menor y que el número de finas gotas producidas aumente.

Se observa también que, para flujos altos de líquido de lavado para la inyección tipo película, también se obtuvieron bajas concentraciones de material particulado. Esto indica que la solución de lavado en forma de película que desciende en la sección convergente, una vez que llega a la garganta del venturi, se pulveriza en forma finas gotas que capturan el material particulado, debido al aumento de velocidad.

Con el fin de establecer significancia de los factores evaluados (forma de inyección, flujo de gas y flujo de líquidos) sobre la variable de respuesta (concentración de material particulado) se llevó a cabo un análisis de varianza – ANOVA – empleando el software estadístico R versión 2.15.0. (Ver análisis estadístico de resultados en el ANEXO C). Para realizar el análisis de varianza, fue necesario hacer pruebas de normalidad y homogeneidad de varianza usando las pruebas de Shapiro Wilk y Bartlett. De acuerdo con los estadísticos de las pruebas, se estableció que la variable Mp cumple con los supuestos de normalidad y homogeneidad de varianza, por lo que se procedió a realizar el análisis de varianza sobre esta variable. Los resultados del análisis de varianza se presentan en la Tabla 13

| | Df | Sum Sq | Mean Sq | F value | Pr(>F) |
|-------------|----|----------|----------|---------|--------|
| iny | 1 | 536.12 | 536.12 | 4.92 | 0.0363 |
| gas | 1 | 3203.20 | 3203.20 | 29.37 | 0.0000 |
| liq | 1 | 17464.87 | 17464.87 | 160.14 | 0.0000 |
| iny:gas | 1 | 15627.35 | 15627.35 | 143.29 | 0.0000 |
| iny:liq | 1 | 3489.88 | 3489.88 | 32.00 | 0.0000 |
| gas:liq | 1 | 1714.05 | 1714.05 | 15.72 | 0.0006 |
| iny:gas:liq | 1 | 419.92 | 419.92 | 3.85 | 0.0614 |
| Residuals | 24 | 2617.49 | 109.06 | | |

Tabla 13. ANOVA. Mp con todas las posibles interacciones

Al realizar el análisis para la variable Mp, se pueden establecer los niveles de los factores que no son significativos para el modelo mediante la comparación del valor p con un nivel de significancia de $\alpha = 0.05$. En este caso, el valor p de la interacción triple es mayor que el nivel de significancia, lo que indica que se debe retirar del análisis. Esto se lleva a cabo eliminando la interacción triple y realizando nuevamente el análisis de varianza. Ver Tabla 14.

| | Df | Sum Sq | Mean Sq | F value | Pr(>F) |
|-----------|----|----------|----------|---------|--------|
| iny | 1 | 536.12 | 536.12 | 4.41 | 0.0459 |
| gas | 1 | 3203.20 | 3203.20 | 26.36 | 0.0000 |
| liq | 1 | 17464.87 | 17464.87 | 143.75 | 0.0000 |
| iny:gas | 1 | 15627.35 | 15627.35 | 128.62 | 0.0000 |
| iny:liq | 1 | 3489.88 | 3489.88 | 28.72 | 0.0000 |
| gas:liq | 1 | 1714.05 | 1714.05 | 14.11 | 0.0009 |
| Residuals | 25 | 3037.41 | 121.50 | | |

Tabla 14. ANOVA. Mp eliminando la interacción triple

De acuerdo con lo anterior, todos los valores p son inferiores al nivel de significancia. Por lo tanto, se puede decir que todas las interacciones son significativamente influyentes sobre la concentración de material particulado. El valor de la suma de cuadrados indica que el factor *líquido* y la interacción doble *Inyección:Gas* son los que presentan la mayor significancia, mientras que el factor *Inyección* presenta la menor significancia. El modelo final que representa el comportamiento de la variable de respuesta que en este caso es el Mp en términos de la combinación de los niveles factoriales es el siguiente:

$$y_{ijkl} = \mu + \alpha_i + \beta_j + \delta_k + (\alpha\beta)_{ij} + (\alpha\delta)_{ik} + (\beta\delta)_{jk} + \varepsilon_{ijkl} \quad (3.7)$$

Donde:

y_{ijkl} : Es la respuesta asociada a la concentración de material particulado de la unidad experimental l , asignada al nivel i del factor *Inyección* al nivel j del factor *Gas*, y al nivel k del factor *Líquido*

ε_{ijkl} : Es el componente asociado con el error aleatorio que asume $\varepsilon_{ijkl} \sim N(0, \sigma^2)$

μ : Es la media general o global

α_i : Es el efecto del nivel i del factor *Inyección* con respecto a la media general, μ

β_j : Es el efecto del nivel j del factor *Gas* con respecto a la media general, μ

δ_{k_i} : Es el efecto del nivel k_i del factor *Líquido* con respecto a la media general, μ

$(\alpha\beta)_{ij}$: Es el efecto de la interacción de los niveles i de *Inyección* y de j *Gas* con respecto a la media general μ .

$(\alpha\delta)_{ik}$: Es el efecto de la interacción de los niveles i de *Inyección* y de k de *líquido* con respecto a la media general μ .

$(\beta\delta)_{jk}$: Es el efecto de la interacción de los niveles j de *Gas* y k de *líquido* con respecto a la media general μ .

i toma los niveles 1 = Ip (Inyección película) o 2 = Is (Inyección por spray)

j toma los niveles 82=Alto 54= Bajo

k toma los niveles 85= Alto 68=Bajo

Para localizar las condiciones óptimas de operación, se empleó la metodología de superficies de respuesta, por medio de la cual es posible obtener una gráfica tridimensional calculada con base en el modelo matemático, en donde resulta fácil inspeccionar de manera visual la respuesta promedio para cierta zona de los niveles de los factores de interés y evaluar su sensibilidad a dichos factores. Para trazar las superficies de respuesta y los gráficos de contorno, se empleó el software Minitab Release 14. En la Figura 30 se presenta la superficie de respuesta para el Mp con diferentes combinaciones de flujo de líquido y flujo de gas empleando inyección tipo *spray*. El gráfico de contorno o curvas de nivel equivalentes a la superficie de respuesta del modelo en dos dimensiones se muestra en la Figura 31.

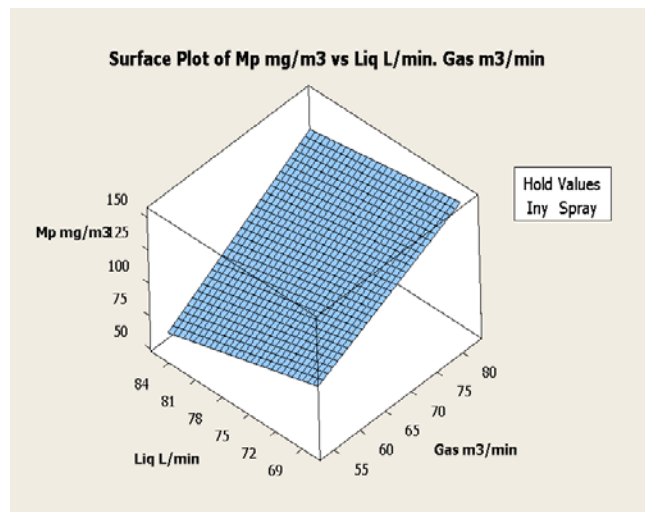


Figura 30. Superficie de respuesta para MP con inyección spray.

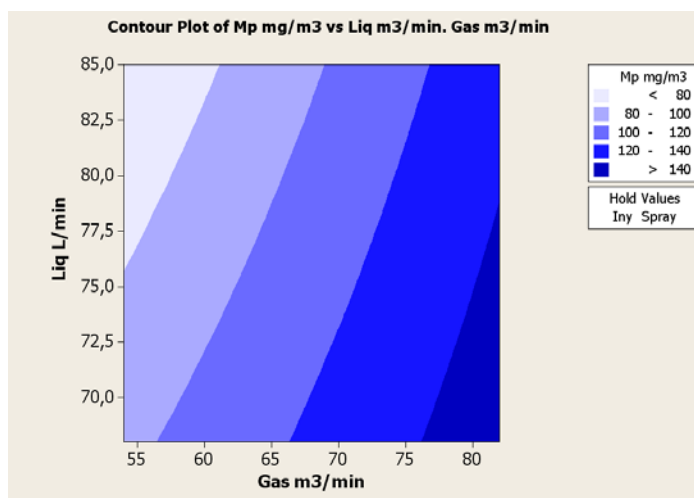


Figura 31. Grafico de contorno para MP con inyección spray.

Analizando las gráficas, es posible establecer que con la inyección tipo *spray*, las menores concentraciones de MP se logran con flujos de líquido de lavado superiores a 75 L/min y flujos de gas inferiores a 60 mg/L, lo que significa que relaciones altas de (L/G) permiten obtener eficiencias de remoción altas para este tipo de inyección. Esto se puede explicar por la existencia de una mayor cantidad de gotas que facilitan la captura del material particulado que esta presente en el gas de combustión.

Se aprecia que las menores concentraciones de MP se presentan cuando el flujo de gas es mínimo. Esto resulta conveniente, porque cuando se opera la caldera, se busca que el aire de exceso sea el adecuado, ya que el exceso de aire innecesario aumenta las pérdidas de calor por la chimenea, aumenta la energía consumida en los ventiladores y aumenta la corrosión por mayor cantidad de oxígeno libre. Las mayores concentraciones de MP se presentan en condiciones de flujo alto de gas (superiores a 75 m³/min) y flujo mínimo de líquido de lavado (inferiores a 77,5 L/min).

En la Figura 32 se presenta la superficie de respuesta para el MP con diferentes combinaciones de flujo de líquido y flujo de gas empleando inyección tipo película y en la Figura 33 se muestra el grafico de contorno. Para la inyección tipo película, las menores concentraciones de MP se obtienen con flujos de líquido entre 82,5 L/min y 85 L/min en todo el intervalo de flujo de gas. Considerando las condiciones de operación de la caldera, se buscaría establecer como óptimos flujos de 83 L/min a un flujo de aire que proporcione un porcentaje de oxígeno en exceso que se aproxime al valor recomendado para la caldera.

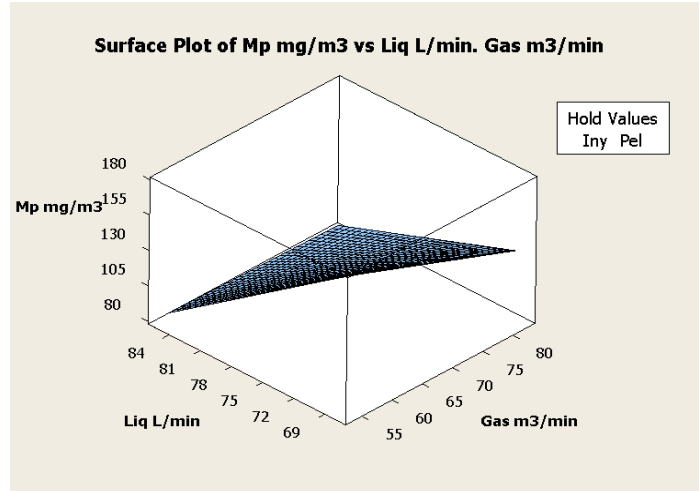


Figura 32. Superficie de respuesta para MP con inyección película.

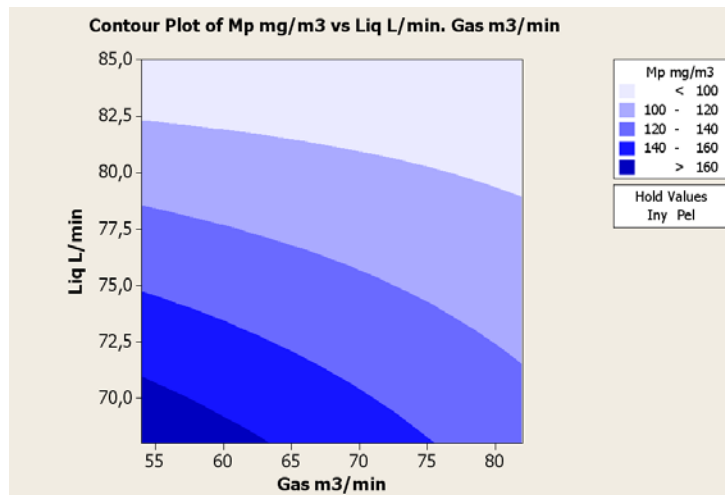


Figura 33. Grafico de contorno para MP con inyección película.

El análisis de las superficies de respuesta y los gráficos de contorno permite establecer que la inyección tipo *spray* presenta mejores resultados que el tipo película, puesto que permite obtener concentraciones bajas de Mp con flujos de líquido de lavado más bajos que los empleados en inyección tipo película. Con la inyección tipo *spray*, es posible disminuir los flujos de líquido hasta 76 L/min sin afectar la eficiencia de remoción, mientras que en flujo película el valor mínimo para máxima eficiencia es de 82.5 L/min. Una menor cantidad de agua requerida significa menor potencia en la bomba que inyecta la solución al lavador venturi. Además, en inyección tipo *spray*, es posible operar con bajos flujos de gas, obteniendo bajas concentraciones del contaminante.

3.3 Concentración de dióxido de azufre (SO₂).

La medición de la concentración de dióxido de azufre se realizó con un analizador de gases Bacharach Modelo CA300NSX. Para la medición, fue necesario adecuar un puerto de muestreo de ½" para ingresar la sonda del analizador. El punto de toma de muestra para los 8 tratamientos y sus 4 réplicas fue el punto central de la chimenea. Los resultados de las mediciones de SO₂ son reportados en ppm.

Los valores de concentraciones de dióxido de azufre corregidas al 6% de oxígeno de referencia para cada uno de los tratamientos evaluados se muestran en el gráfico Box-Plot en la Figura 34.

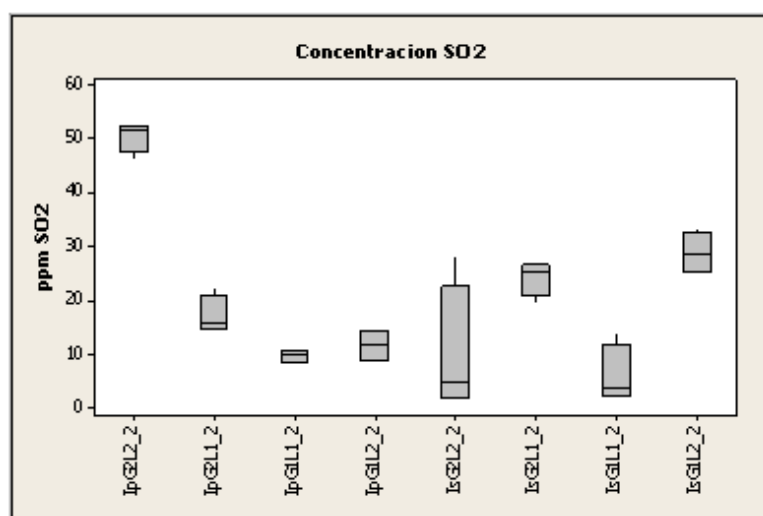


Figura 34. Resultados concentración de SO₂.

La eficiencia de remoción de SO₂ para cada tratamiento se determinó a partir de la concentración inicial de SO₂, la cual se midió en el ducto de la caldera sin que el sistema lavador estuviera operando. El resultado obtenido fue una concentración de 163.5 ppm con un 15,7% de oxígeno que corresponde a 462,7 ppm corregido al 6% de oxígeno de referencia. La eficiencia se determinó mediante la siguiente ecuación:

$$\eta_{SO_2 \text{ remocion}} \% = \frac{(\overline{SO_{2i}} - \overline{SO_{2f}})}{\overline{SO_{2i}}} * 100 \quad (3.9)$$

Donde:

$\eta_{SO_2 \text{ remocion}} \%$: Eficiencia de remoción de SO₂ en %.

SO_{2i}: Concentración inicial de material SO₂ (corregida 6% Oxígeno)

SO_{2f}: Concentración final promedio de SO₂ para cada tratamiento. (Corregida 6% Oxígeno)

Los resultados correspondientes a la eficiencia de remoción de SO_2 para los ocho tratamientos, con concentración del oxígeno corregida a 6% de referencia, se presentan en la Figura 35

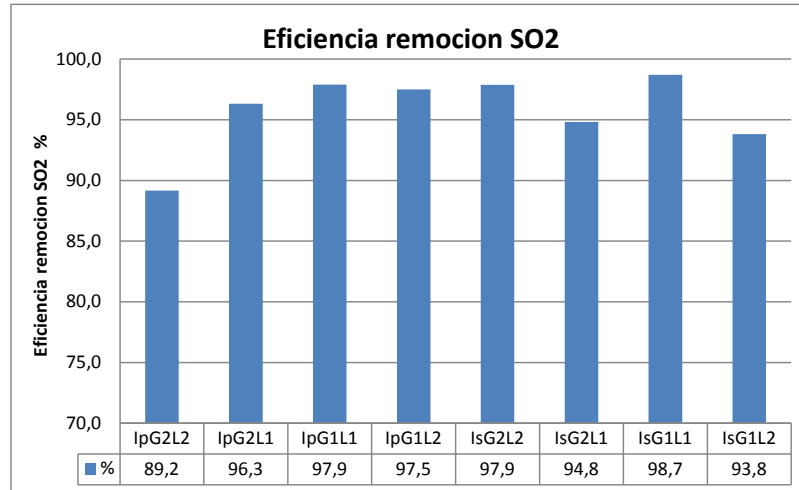


Figura 35. Eficiencia de remoción de SO_2 (6% Oxígeno).

La eficiencia de remoción de SO_2 para 7 de los 8 tratamientos fue superior al 90% y superior al 95% en 5 de los 8 tratamientos que fueron realizados. Esto indica que la atomización de la solución alcalina en inyección película y por spray es buena y que el dióxido de azufre se absorbe y reacciona fácilmente con la solución alcalina. Indica, además, que el tiempo de retención en el lavador es adecuado. Las menores eficiencias de remoción se presentan en inyección película con flujos bajos de líquido y de gas, así como para la inyección *spray* a flujos altos de gas y flujos bajos de líquido, lo que indica que la absorción del gas en la solución alcalina es inferior cuando la cantidad de líquido es menor.

La significancia de los factores evaluados sobre la variable de respuesta se establece mediante un análisis de varianza ANOVA, (Ver análisis estadístico de resultados en el ANEXO C). Para el caso específico del SO_2 , la variable en la primera evaluación no cumplió con los supuestos de normalidad y homogeneidad. Por tal motivo, fue necesario aplicar la transformación donde la variable de respuesta se elevó al cuadrado. Una vez realizada la transformación para la variable SO_2^2 , se realizaron nuevamente las pruebas de Shapiro Wilk y Bartlett, verificando que ésta variable sí cumple con los supuestos de normalidad y homogeneidad de varianza. Por lo tanto, se procedió a realizar el análisis de varianza sobre la variable SO_2^2 . Los resultados del análisis de varianza se presentan en la Tabla 15.

| | Df | Sum Sq | Mean Sq | F value | Pr(>F) |
|-------------|----|------------|------------|---------|--------|
| iny | 1 | 984831.82 | 984831.82 | 23.34 | 0.0001 |
| gas | 1 | 3202522.84 | 3202522.84 | 75.90 | 0.0000 |
| liq | 1 | 3678499.96 | 3678499.96 | 87.18 | 0.0000 |
| iny:gas | 1 | 3737356.88 | 3737356.88 | 88.58 | 0.0000 |
| iny:liq | 1 | 1815972.76 | 1815972.76 | 43.04 | 0.0000 |
| gas:liq | 1 | 550924.59 | 550924.59 | 13.06 | 0.0014 |
| iny:gas:liq | 1 | 5722322.58 | 5722322.58 | 135.62 | 0.0000 |
| Residuals | 24 | 1012630.86 | 42192.95 | | |

Tabla 15. ANOVA. SO_2^2 con todas las interacciones posibles.

En la tabla de resultados del Anova SO_2^2 , se observa que todos los valores p para los factores e interacciones son inferiores al nivel de significancia. Por lo tanto, todos son significativos sobre la variable SO_2 . El modelo final que representa el comportamiento de la variable de respuesta que en este caso es el SO_2 en términos de la combinación de los niveles factoriales es el siguiente:

$$y_{ijkl}^2 = \mu + \alpha_i + \beta_j + \delta_k + (\alpha\beta)_{ij} + (\alpha\delta)_{ik} + (\beta\delta)_{jk} + (\alpha\beta\delta)_{ijk} + \varepsilon_{ijkl} \quad (3.10)$$

Donde:

y_{ijkl} : Es la respuesta asociada a la concentración de SO_2 de la unidad experimental l , asignada al nivel i del factor *Inyección* al nivel j del factor *Gas*, y al nivel k del factor *Líquido*

ε_{ijkl} : Es el componente asociado con el error aleatorio que asume $\varepsilon_{ijkl} \sim N(0, \sigma^2)$

μ : Es la media general o global

α_i : Es el efecto del nivel i del factor *Inyección* con respecto a la media general, μ

β_j : Es el efecto del nivel j del factor *Gas* con respecto a la media general, μ

δ_k : Es el efecto del nivel k del factor *Líquido* con respecto a la media general, μ

$(\alpha\beta)_{ij}$: Es el efecto de la interacción de los niveles i de *Inyección* y de j *Gas* con respecto a la media general μ .

$(\alpha\delta)_{ik}$: Es el efecto de la interacción de los niveles i de *Inyección* y de k de *líquido* con respecto a la media general μ .

$(\beta\delta)_{jk}$: Es el efecto de la interacción de los niveles j de *Gas* y k de *líquido* con respecto a la media general μ .

$(\alpha\beta\delta)_{ijk}$: Es el efecto de la interacción de los niveles i de *Inyección*, j de *Gas* y k de *líquido* con respecto a la media general μ .

i toma los niveles 1 = Ip (Inyección película) o 2 = Is (Inyección por spray)

j toma los niveles 82=Alto 54=Bajo

k toma los niveles 85= Alto 68=Bajo

Las condiciones óptimas de operación se establecieron de forma similar que para la variable M_p , empleando la metodología de superficies de respuesta.. En la Figura 36 se observa la superficie de respuesta para el SO_2 con diferentes combinaciones de flujo de líquido y flujo de gas empleando inyección tipo *spray*. El gráfico de contorno se muestra en la Figura 37.

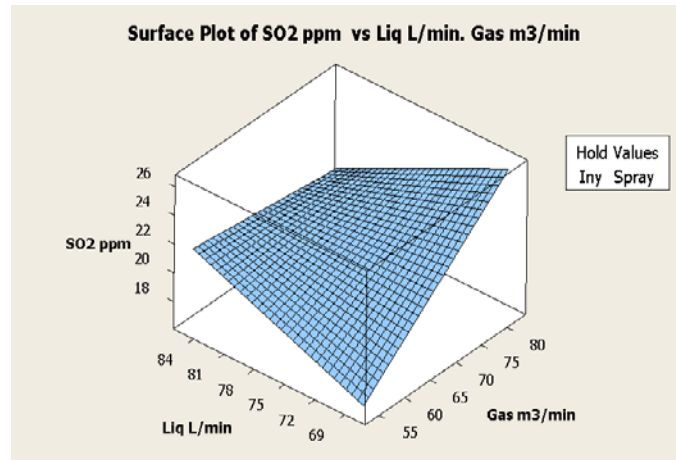


Figura 36. Superficie de respuesta para SO_2 con inyección *spray*.

Las gráficas obtenidas indican que, para inyección tipo *spray*, las menores concentraciones de SO_2 se presentan cuando los flujos de gas están entre 54 y 58 m^3/min y los flujos de líquido están entre 68 y 72,5 L/min. Se observa, además, que la remoción del gas disminuye a medida que se aumenta el flujo de gas, debido a que una mayor velocidad de gas hace que el tiempo de residencia en el lavador sea menor, limitando el tiempo de contacto interfaseal, haciendo que la eficiencia de remoción sea menor. Los volúmenes bajos de gas permiten menores consumos de energía en el ventilador de tiro inducido; sin embargo, la cantidad mínima de aire esta limitada por el aire de exceso requerido para la combustión.

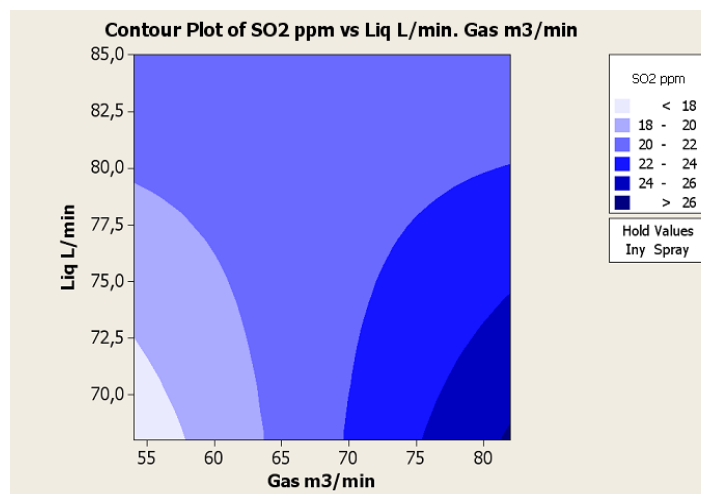


Figura 37. Gráfico de contorno para SO_2 con inyección *spray*.

En la grafica de contorno se puede apreciar que, para flujos de líquido de lavado entre 78 y 85 L/min, la concentración de SO_2 no depende del flujo de gas, ya que se mantiene constante desde el nivel de flujo de gas más bajo hasta el más alto. Adicionalmente, se observa que, para flujos medios de gas, la concentración de SO_2 no varía drásticamente con el flujo de líquido de lavado empleado. Obtener eficiencias de remoción alta con flujos bajos de agua disminuye el costo asociado a consumo de energía en la bomba de inyección de líquido. Deben evitarse flujos de gas entre 75 y 82 m^3/min con flujos de líquido entre 68 y 73 L/min, ya que en esta región se presentan las concentraciones más altas de SO_2 . Para el tipo de inyección por *spray*, una relación baja de (L/G) genera eficiencias de remoción bajas.

En la Figura 38 se presenta la superficie de respuesta para el SO_2 con diferentes combinaciones de flujo de líquido y flujo de gas, empleando inyección tipo película. En la Figura 39, se muestra el gráfico de contorno, que representa el comportamiento de la variable en dos dimensiones.

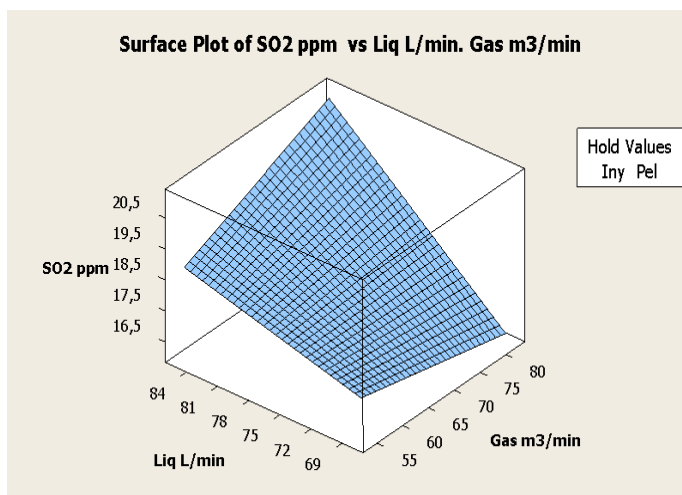


Figura 38. Superficie de respuesta para SO_2 con inyección película.

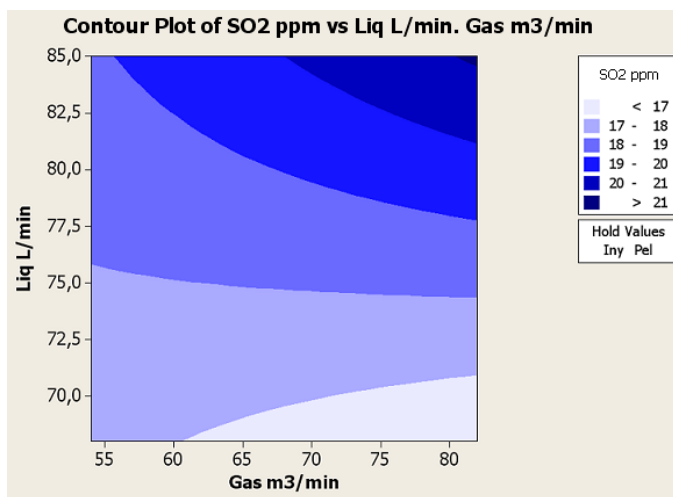


Figura 39. Grafico de contorno para SO_2 con inyección película.

En inyección tipo película, es posible alcanzar las mayores eficiencias de remoción con flujos de gas entre 60 y 82 m³/min y flujos de líquido de lavado entre 68 y 71 L/min. La eficiencia aumenta a medida que aumenta la cantidad de líquido, lo cual indica que, a medida que aumenta el flujo de líquido, se forma una mayor cantidad de gotas de diámetros más pequeños.

Se debe evitar que el lavador con inyección tipo película opere con flujos de gas entre 68 y 82 L/min y flujos de líquido entre 81 y 85 L/min, debido a que en estas condiciones se tienen las menores eficiencias de remoción. Se deben emplear flujos de líquido de lavado cercanos a los 70 L/min, sin disminuir por debajo de 68 L/min, porque es posible que con flujos de líquido muy bajos la remoción disminuya. Para inyección tipo película, el lavador de gases presenta las mayores eficiencias remoción con relaciones de L/G bajas.

3.4 Caída de presión en el lavador

Los resultados de caídas de presión en el venturi que fueron determinados para cada uno de los tratamientos y sus respectivas réplicas se presentan en el gráfico de cajas y bigotes (Box-Plot), en el que se observa la distribución de los resultados. Ver Figura 40.

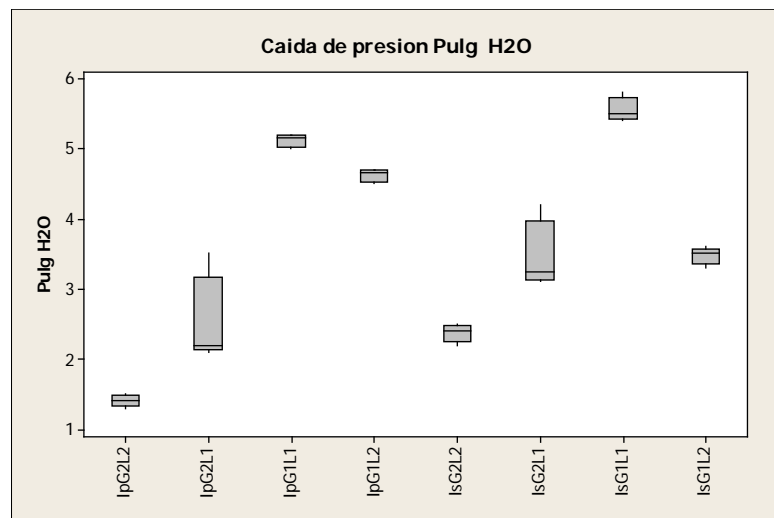


Figura 40. Caídas de presión en el venturi.

Se observa que los tratamientos que presentan las caídas de presión más altas corresponden a aquellos en los que el flujo de gas es más alto, lo cual concuerda con lo establecido por Mi (2012), quien expone que, debido a la aceleración del gas en la garganta y el intercambio de momentum entre el gas y las gotas, se produce un aumento en la caída de presión total en el lavador. La caída de presión es un factor de gran importancia en el diseño del lavador, debido a que altas de caídas de presión requieren mayor potencia en el ventilador de tiro inducido, lo que significa un mayor consumo de energía. La caída de presión también es influenciada por el flujo de líquido y esto se debe a que un mayor consumo de energía es requerido por el aire para atomizar el líquido en la garganta.

A pesar de que varios investigadores como Azzopardi y Govan, RA Pully, BJ Azzopardi, SFCF Teixeira, AH Govan, TR Bott, BJ Azzopardi, SFCF Teixeira, AH Govan, TR Bott, se han centrado en desarrollar modelos para predecir la caída de presión en un venturi, JAS Gonvalves et al., realizaron un estudio considerando los modelos anteriores y finalmente declararon que ninguno de estos modelos predice con precisión la caída de presión en el venturi para una amplia gama de condiciones de operación. Esto se debe a que, en cada caso, existen otros parámetros tales como la distribución del tamaño de gota, el espesor de la película de líquido formada en las paredes, la temperatura de entrada del gas y la humedad y las dimensiones físicas del lavador, que afectan la caída de presión. Resulta difícil introducir estos parámetros en un modelo en cuya aplicación no existan errores (Mi, 2012). Por esta razón, en caso de establecer un modelo para predecir la caída de presión en el venturi, se hace necesario ajustar la ecuación del modelo con datos experimentales, de manera que se acerque a la realidad.

Para seleccionar el tratamiento más adecuado que permita alcanzar la mayor eficiencia de remoción de Mp y SO_2 , es importante considerar el valor de la caída de presión en el venturi, porque si se llegasen a alcanzar caídas de presión muy elevadas, existe la posibilidad de que el ventilador de tiro inducido instalado no tenga la capacidad suficiente para extraer los gases de combustión, haciendo que estos sean devueltos por la compuerta de alimentación de carbón e impidiendo que se alcance la presión de operación requerida. En estos casos, se hace necesario cambiar el ventilador por uno de mayor potencia, que pueda vencer la caída de presión no solo en el lavador sino en los demás componentes de la caldera que incluyen hogar, sistema de multiciclón y ducto de descarga.

3.5 Temperatura de las emisiones en la chimenea.

Los resultados de temperatura de los gases de emisión que se descargan por la chimenea de la caldera se midieron para cada uno de los tratamientos y sus réplicas. Los valores reportados se muestran en el gráfico de cajas y bigotes (Box-Plot) en la Figura 41.

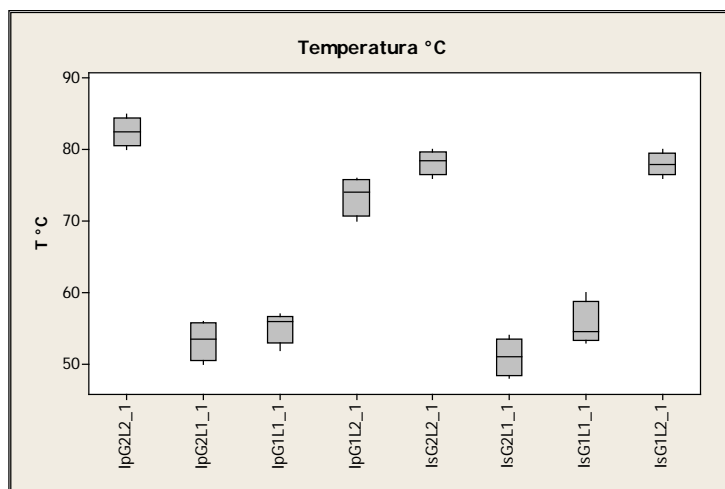


Figura 41. Temperatura de los gases en la chimenea

Es evidente que las temperaturas de los gases de combustión en la chimenea son más bajas para aquellos tratamientos en donde la cantidad de agua inyectada es mayor, lo cual se debe a que una mayor cantidad de gotas enfrían un mayor volumen de gas. La temperatura del gas en la descarga también se ve afectada por un enfriamiento, debido al intercambio de calor entre los gases dentro de la chimenea con el aire del ambiente que circula por fuera de la chimenea.

La temperatura es un factor importante a tener en cuenta, ya que influye directamente en la solubilidad del gas en el líquido de lavado. La solubilidad regula la cantidad de líquido requerida, así como el tiempo de contacto necesario. Cuando la temperatura aumenta, la cantidad de gas que puede ser absorbido por el líquido disminuye.

Según Parker (1983), en un lavador de gases se desea que el agua de lavado que se recircula al sistema tenga una baja temperatura, porque tiende a reducir la demanda de líquido de lavado. Cuanto más alta es la temperatura inicial, mas elevada es la temperatura de los gases que abandonan el lavador de gases y, por lo tanto, mayores las cantidades de agua que son arrastradas en forma de vapor, puesto que el gas está saturado. Otra ventaja de obtener bajas temperaturas de los gases de combustión que arrastran vapor es que favorecen una menor velocidad de corrosión del acero en el que está construido el sistema lavador, ya que la velocidad de corrosión aumenta con la temperatura.

3.6 Resultados de la evaluación isocinética de contaminantes

Las condiciones de operación del lavador venturi para realizar la evaluación isocinética se establecieron con base en el análisis de varianza ANOVA y las superficies de respuesta para los tratamientos del diseño factorial 2^k . Se estableció un flujo de gas aproximado de 60 m³/min, debido a que la caldera presentó inconvenientes de operación cuando se intentó operar a valores inferiores. El flujo de gas se ajustó restringiendo la entrada de aire al ventilador mediante un dámper. El flujo de líquido de lavado se fijó en 80 L/min, considerando que este valor se encuentra en la región que presentó las más altas eficiencias de remoción de Mp para la inyección tipo *spray*. El flujo de agua se ajustó mediante una válvula en la salida de la bomba y se verificó el valor de caudal mediante un medidor instalado en la tubería. La inyección de la solución de lavado se realizó mediante aspersión tipo *spray*, considerando que con este tipo de inyección se alcanzaron mayores eficiencias de remoción de Mp y se obtuvieron buenos resultados para SO₂.

La velocidad de alimentación se mantuvo en 50 kg/h, el pH de la solución en 12 y el control automático de la presión de operación entre 90 y 100 psi. Estos valores se mantuvieron similares a los existentes antes de implementar el lavador de gases, con el propósito de poder realizar la comparación de las condiciones iniciales con el lavador instalado. En la Figura 42 se muestra el tren de muestreo entrando en la chimenea de la caldera y se aprecia también la consola marca Apex Instruments Inc., que fue utilizada para el estudio de emisiones.



Figura 42. Equipo muestreador isocinético.

Fuente: El autor

Los procedimientos de cálculo para determinar la concentración de material particulado y dióxido de azufre mediante estudio isocinético se presentan en el ANEXO D. Los resultados de concentración de los contaminantes Mp y SO₂ se muestran en la Tabla 16, en esta se especifican las concentraciones a condiciones normales con el porcentaje de oxígeno medido en la chimenea y a las concentraciones corregidas al valor de referencia de 6% de oxígeno en volumen.

| Resultados del estudio a condiciones Normales (25°C y 1 Atm) | | |
|--|--------------------------|---------------------------------------|
| % O ₂ actual | Mp (mgN/m ³) | SO ₂ (mgN/m ³) |
| 16,4 | 26,7 | 68,5 |
| Concentraciones corregidas al 6% de oxígeno de referencia en volumen | | |
| % O ₂ actual | Mp (mgN/m ³) | SO ₂ (mgN/m ³) |
| 16,4 | 87,1 | 205,6 |

Tabla 16. Resultados de concentración de Mp y SO₂

En la Tabla 17 se muestran los resultados correspondientes a los estudios isocinéticos para las concentraciones de Mp y SO₂ realizadas al inicio cuando no existía el lavador de gases y al final del estudio con el lavador de gases instalado y operando.

| Concentraciones corregidas al 6% de oxígeno de referencia en volumen | | | | |
|--|-----------------|-------------------|----------------------|----------------------|
| Descripción | Parámetro | Unidades | Sin lavador de gases | Con lavador de gases |
| Material Particulado | Mp | mg/m ³ | 1042,11 | 87,1 |
| Dióxido de Azufre | SO ₂ | mg/m ³ | 1459,58 | 205,6 |

Tabla 17. Resultados Mp y SO₂ con lavador y sin lavador.

Por lo tanto, las eficiencias de remoción de material particulado y dióxido de azufre son:

$$\eta MP_{remocion} \% = \frac{(Mp_i - Mp_f)}{Mp_i} * 100 = \frac{(1042,1 - 87,06)}{1042,1} * 100 = 92\%$$

$$\eta SO2_{remocion} \% = \frac{(SO2_i - SO2_f)}{SO2_i} * 100 = \frac{(1459,5 - 205,6)}{1459,5} = 86\%$$

La comparación de las concentraciones de los contaminantes contra los límites máximos permisibles para emisiones a la atmósfera provenientes de fuentes fijas de combustión externa existentes establecidos por la Resolución 6982 de 2011 de la SDA se muestran en la Tabla 25.

| Equipos de combustión existentes antes del 27 de Diciembre 2011. | | | | | |
|--|-----------|----------|------------------------------|------------------------------|-----------|
| Descripción | Parámetro | Unidades | Valor de la norma (Res 6982) | Valor obtenido en la caldera | Cumple |
| Material Particulado | Mp | mg/m3 | 100 | 87,1 | SI |
| Dióxido de Azufre | SO2 | mg/m3 | 400 | 205,6 | SI |
| Equipos de combustión nuevos a partir del 27 de Diciembre 2011. | | | | | |
| Descripción | Parámetro | Unidades | Valor de la norma (Res 6982) | Valor obtenido en la caldera | Cumple |
| Material Particulado | Mp | mg/m3 | 50 | 87,1 | NO |
| Dióxido de Azufre | SO2 | mg/m3 | 350 | 205,6 | SI |

Tabla 18. Comparación Mp y SO2 contra Res 6982 de 2011.

En los resultados obtenidos, la eficiencia de remoción del lavador venturi para el Mp fue del 92%, con una concentración final corregida al 6% de **87,1 mg/m³**. Los resultados obtenidos son satisfactorios, considerando que el porcentaje de oxígeno medido en los gases en la chimenea se encontraba en 16,4%, que es un valor superior al valor recomendado para este tipo de caldera.

Una de las razones por las cuales el porcentaje de oxígeno alcanzó valores altos en la medición de los gases de combustión, a pesar de realizar el ajuste del dâmpfer, pudo ser debido a una disminución en la cantidad de carbón alimentado, porque el tamaño no era muy uniforme o porque no se distribuyó de forma uniforme sobre la parrilla, lo que pudo disminuir la relación entre el combustible y el aire. Es importante tener en cuenta que mantener el aire de combustión en exceso en un porcentaje establecido no resulta fácil para combustibles sólidos, ya que factores como la falta de uniformidad del tamaño del carbón y en su distribución sobre la parrilla, la inyección y distribución del aire primario de combustión y la demanda de vapor en el proceso, entre otros aspectos, afectan esta relación.

Al comparar el resultado obtenido con el valor de la Resolución 6982 de 2011 de la SDA, se observa que la fuente evaluada cumple con la norma, ya que la concentración de Mp

obtenida fue de $87,1 \text{ mg/m}^3$, la cual se encuentra por debajo de los 100 mg/m^3 establecidos para equipos de combustión externa existentes.

Se debe considerar que la eficiencia de remoción de Mp disminuye debido a la saturación del líquido de lavado, que es recirculado continuamente para inyectar de nuevo al lavador. A pesar de que el sedimentador contribuye a la remoción del material particulado capturado por la solución, es necesario mejorar el tratamiento de líquido de lavado para remover una mayor cantidad de partículas y de productos formados durante la neutralización del SO_2 , antes de ser recirculado. Además, una menor cantidad de partículas en el líquido de lavado es conveniente, porque existe un menor desgaste del impulsor de la bomba centrífuga por la abrasión de las partículas y se evitan taponamientos en el aspensor.

Durante el desarrollo de la prueba, se estableció que la inyección tipo *spray* y el tipo de boquilla seleccionada fueron adecuadas para el suministro de la solución de lavado, debido a que no se presentaron taponamientos del aspensor durante la operación del lavador.

La eficiencia de remoción del lavador venturi para el SO_2 fue del 86% con una concentración final corregida al 6% de **$205,6 \text{ mg/m}^3$** . Este parámetro cumple con el límite máximo de concentración establecido por la norma (Resolución 6982 de 2011 de la SDA) el cual fija el límite en 400 mg/m^3 para fuentes existentes y en 350 mg/m^3 para fuentes nuevas. Sin embargo, la eficiencia de remoción se encuentra por debajo de la que fue establecida en el diseño experimental factorial, que superaba el 90%. El resultado es bueno, considerando que el porcentaje de exceso de oxígeno alcanzó un valor de 16.4%, el cual es superior porcentaje recomendado para este tipo de caldera.

Una de las causas por las cuales no se alcanzó una remoción de SO_2 superior al 90% pudo ser el aumento de la temperatura de la solución de lavado a medida que se llevaba a cabo la recirculación. Este factor influye drásticamente, ya que la solubilidad depende de la temperatura. Mayor temperatura en la solución de lavado implica una mayor temperatura en los gases de combustión lo que hace que la su solubilidad en la solución de lavado disminuya, reduciendo la eficiencia de remoción.

La caída de presión en el venturi fue de 5,8 pulgadas de H_2O , relativamente baja en comparación con las caídas de presión a las que opera un venturi para alcanzar eficiencias cercanas al 100% para remover partículas de diámetros mayores que 2 micras, las cuales se encuentran en valores cercanos a 10 pulgadas de H_2O (Santoleri et al., 2000). Por lo tanto, sería posible alcanzar mayores remociones en el lavador si se restringiera más la garganta en el venturi y se remplazara el ventilador de tiro inducido por uno que soporte una caída de presión mayor.

4. Conclusiones y recomendaciones

4.1 Conclusiones

Para los ocho tratamientos evaluados, la mayor eficiencia de remoción de material particulado (Mp) en el lavador venturi se logró mediante la inyección tipo *spray* con flujos de líquido entre 75 y 85 L/min y flujos de gas entre 54 y 62 m³/min. Sin embargo, se debe tener en cuenta que si se considera aumentar el flujo de líquido por encima del intervalo establecido, se presentará un incremento en la caída de presión en el sistema que provocará un mayor consumo de energía en el ventilador, sin que esto necesariamente se vea reflejado en un aumento de la eficiencia de remoción del contaminante.

Los resultados obtenidos permiten establecer que con la inyección tipo *spray* es posible obtener mayores eficiencias de remoción de Mp con flujos de líquido de lavado inferiores a los requeridos en la inyección tipo película. Con la inyección *spray* se lograron concentraciones promedio en uno de los tratamientos realizados de 61 mg/m³, mientras que con la inyección tipo película, la menor concentración alcanzada en un tratamiento fue de 83 mg/m³.

En inyección tipo *spray* las menores concentraciones de Mp se presentan cuando el flujo de gas es mínimo. Sin embargo, el volumen de gas mínimo está limitado al porcentaje de aire de exceso requerido por la fuente de combustión, ya que si el flujo de gas disminuye por debajo de este valor, es posible que se presente una combustión incompleta, que implicaría mayores consumos de carbón.

La eficiencia de remoción de SO₂ superó el 90% para la mayoría de los ocho (8) tratamientos que fueron evaluados, tanto para la inyección tipo película como tipo *spray*. No obstante, las condiciones de operación más favorables se obtuvieron con la inyección tipo *spray* debido a que permite obtener altas eficiencias con flujos de líquido de lavado relativamente bajos, entre 68 y 72,5 L/min, y flujos bajos de gas que varían entre 54 y 58 m³/min. Con la inyección tipo *spray* fue posible alcanzar una eficiencia de remoción del 98% para uno de los tratamientos evaluados.

Las caídas de presión más altas obtenidas en los tratamientos evaluados estuvieron entre 5 y 5.5 pulgadas de H₂O, que corresponden a aquellos tratamientos en los que el flujo de gas fue más alto. Considerando que los valores de caída de presión son relativamente bajos con respecto a las caídas de presión recomendadas para lavadores venturi, que se encuentra por encima de 10 pulgadas, se concluye que es posible aumentar las eficiencias de remoción de los contaminantes aumentando la restricción en la garganta del venturi y cambiando el ventilador existente por uno que soporte una mayor caída de presión.

Las mayores eficiencias de remoción de SO₂ se presentaron cuando existían las menores temperaturas de los gases, como consecuencia de una mayor solubilidad del SO₂ en el líquido de lavado.

El resultado de la concentración de Mp realizado mediante estudio Isocinético, corregida al 6% de oxígeno de referencia fue de $87,1 \text{ mg/m}^3$. Este valor, comparado con el valor máximo permitido por la normatividad para fuentes de combustión existentes, que es de 100 mg/m^3 , se encuentra por debajo en $12,9 \text{ mg/m}^3$. La eficiencia de remoción de Mp calculada para el lavador venturi fue de 92% y el porcentaje de oxígeno en los gases de chimenea obtenido fue del 16,4%.

La concentración de SO_2 obtenida mediante el estudio isocinético, corregida al 6% de oxígeno de referencia, fue de $205,6 \text{ mg/m}^3$. Este valor, comparado con el valor máximo permitido por la normatividad para fuentes existentes, que es de 400 mg/m^3 , se encuentra por debajo en $194,4 \text{ mg/m}^3$. La eficiencia de remoción de SO_2 calculada para el lavador venturi fue de 86% y el porcentaje de oxígeno en los gases de chimenea obtenido fue del 16,4%.

4.2 Recomendaciones

Teniendo en cuenta que las caídas de presión obtenidas en el lavador venturi son relativamente bajas, se podría considerar realizar estudios posteriores que permitan establecer el valor de la caída de presión óptima para lograr mayores eficiencias de remoción con los menores consumos de energía posibles. Para este propósito, se podría emplear un venturi con diámetro de garganta ajustable.

Considerando que las mayores eficiencias de remoción se presentaron en inyección tipo *spray* para bajos flujos de gas, se podría considerar la opción de evaluar la concentración de contaminantes cuando se disminuye el flujo de gas a valores cercanos al porcentaje de aire en exceso recomendado para la caldera, verificando que no se vea afectada la operación de la caldera en cuanto a la presión de trabajo y observando concentración de monóxido de carbono no se incremente por encima de los valores normales, lo cual sería un indicador de combustión incompleta.

Se debe evaluar y mejorar el sistema de tratamiento del agua de lavado, con el fin de remover mayor cantidad de partículas y compuestos formados por la neutralización del SO_2 y el NaOH de la corriente líquida. De esta forma, el agua recirculada estará menos saturada y podrá retener mas partículas y absorber mayor cantidad de SO_2 .

Es posible mejorar la remoción de SO_2 si se disminuye la temperatura de la solución de lavado, ya sea utilizando una mayor cantidad de agua o por medio de un intercambiador de calor que enfríe el agua de lavado. De esta forma, se disminuiría el consumo de agua debido a la evaporación y se disminuiría la temperatura de los gases de combustión para aumentar la solubilidad del SO_2 en el líquido de lavado.

Una vez establecidas las condiciones de operación óptimas, es necesario realizar una calibración de la caldera, con el propósito de ajustar la velocidad de la parilla viajera, de manera que sea posible mantener el porcentaje de oxígeno en el valor recomendado para evitar que, al realizar la corrección al oxígeno de referencia del 6%, las concentraciones aumenten considerablemente, superando el límite establecido por la normatividad ambiental.

Bibliografía

- Alvarez, E. (2002). LA ELIMINACION DE SO₂ EN GASES DE COMBUSTION. *Combustion*, 79-84.
- Arciniegas, A. (2005). Estudio de la morbilidad en niños menores a cinco años por enfermedad respiratoria aguda y su relación con la concentración de partículas en una zona industrial en la ciudad de Bogotá. *Universidad La salle*.
- Bahamondes, P. A., & Dummer, W. (2006). *Potencia y rendimiento de la caldera*. Santiago de Chile.
- Castro Mora, J. (2002). *Operacion y mantenimiento de calderas*. Bogota.
- Cealcote Air Pollution Control Inc. (2005). *FRP Venturi scrubbers for corrosive applications*. Canada.
- Cheremisinoff, P. N. (1993). *Air Pollution Control and design for Industria*. United States of America.
- Cooper, C. D. (2002). *Air Pollution Control* (Third Edit.). United States of America.
- Davis, W. T. (2000). *Air Pollution Engineering Manual* (Second.). United States of America.
- Dean, A. & D. V. (1999). *Design and analysis of experiments*.
- Espinosa, M. (2005). *Caracterización del material particulado en vías de transporte público colectivo y masivo en Bogotá*. Universidad de los Andes.
- Fandiño, M., & Behrentz, E. (2009). Actualización del inventario de emisiones atmosféricas provenientes de fuentes fijas en Bogotá a través de mediciones directas .
- Flagan, R. C., & Seinfeld, J. H. (1988). *Fundamentals of air pollution engineering*. (I. Prentice-Hall, Ed.). New Jersey.
- Gamisans, X., Sarrà, M., & Lafuente, F. J. (2002). Gas pollutants removal in a single- and two-stage ejector – venturi scrubber. *Journal of Hazardous Materials*, 90, 251-266.
- Gerald T, J., & Beacher, D. S. (1998). Scrubber Systems Operation Review (Second Edi., pp. 1-28). United States of America.

- Goncalves J.A.S, C. J. R. (2009). Experimental investigation on the effect of liquid injection by multiple orifices in the formation of droplets in a Venturi scrubber. *Journal of Hazardous Materials*, 161, 351-359. doi:10.1016/j.jhazmat.2008.03.101
- Izquierdo, M., & Querol, X. (2012). International Journal of Coal Geology Leaching behaviour of elements from coal combustion fly ash : An overview. *International Journal of Coal Geology*, 94, 54-66. Elsevier B.V. doi:10.1016/j.coal.2011.10.006
- Karl Schnelle, C. A. B. (2002). *Air pollution control Technology Handbook. Reactions* (Vol. 94).
- Kenneth, S. (2002). Air pollution control equipment selection air pollution control equipment selection. *New York*.
- Kenneth. Schiffetner. (2002). Air pollution control equipment selection air pollution control equipment selection.
- Londoño, C. A. E. (2010). *Control de la contaminacion atmosferica. Manual de practicas de laboratorio*. Medellin.
- MAVDT. (2010). *Protocolo para el control y vigilancia de la contaminacion atmosferica generadas por fuentes fijas*.
- Mi, T., X. M. Y. (2012). Dust removal and desulphurization in Novel Venturi Scrubber. doi:10.1016/j.cep.2012.07.010
- Montgomery, D. C. (2006). *Diseño y analisis de Experimentos*.
- Oelker, A. (2003). Reduccion de NOx en calderas. *Thermal Engineering Ltda*.
- Parquer, A. (1983). *Contaminacion del aire por la industria*. (E. R. SA, Ed.) (Primera ed.). España.
- Peirce, J. J., Vesilind, P. A., & Weiner, R. F. (1997). *Environmental Pollution and Control*, 4 th ed . *Environmental Pollution*.
- RMCA.SDA. (2012). *CALIDAD DEL AIRE DE BOGOTÁ AÑO 2011 Red de Monitoreo de Calidad del Aire de Bogotá RMCAB*.
- Reynolds, J. P., & Jeris, J. S. (2002). *HANDBOOK OF CHEMICAL AND ENVIRONMENTAL ENGINEERING CALCULATIONS*.
- Rios, L. A., & Patiño, K. V. (2006). Caracterizacion de las emisiones de calderas a carbon del Valle de Aburra., 1-53.

- Rodriguez Guerrero, G. (2000). *Operacion de calderas Industriales* (Primera.). Bogota.
- Rodríguez, P. A., & Behrentz, E. (2009). Actualización del inventario de emisiones de fuentes móviles para la ciudad de Bogotá a través de mediciones directas .
- Rojas, N. Y. (2007). Aire y problemas ambientales de Bogota.
- Santoleri, J., Reynolds, J., & Theodore, L. (2000). *Introduction to Hazardous Waste Incineration* (Second edi.). United States of America.
- Sarco Spirax, S. (1999). Calderas y accesorios.
- Shield, C. D. (1976). *Calderas.Tipos,caracteristicas y sus funciones*. (C. E. C. S.A., Ed.) (Priemera e.). New york.
- Silva, A. M., & Teixeira, J. C. F. (2009a). Process Intensification Experiments in large scale venturi scrubber Part II . Droplet size. *Chemical Engineering and Processing*, 48, 424-431. doi:10.1016/j.cep.2008.05.007
- Silva, A. M., & Teixeira, J. C. F. (2009b). Experiments in a large-scale venturi scrubber Part I : Pressure drop. *Chemical Engineering and Processing*, 48, 59-67. doi:10.1016/j.cep.2008.02.001
- Testo S.A. (2010). Optimizacion de la combustion. Retrieved from <http://www.tiemporeal.es/archivos/OptimizacionCombustion.pdf>
- Tobon, J. C. (2002). Manual de operacion caldera Carbon JCT parilla viajera.
- Treybal, R. E. (1998). *Operaciones de transferencia de masa* (Segunda.). United States of America.
- U.S.EPA. (1982). Control Techniques for Particulate Emissions from Stationary Sources, 1, 1-18.
- UDCA, U. de ciencias aplicadas y ambientales. (2009). *Diagnostico Industrial en el sector de Tintorerias localidad de Kennedy*. Bogota.
- US EPA. (1993). AP 42, Compilation of Air Pollutant Emission Factors. *Most*.
- US EPA. (2005). APTI 413 : Control of Particulate Matter Emissions Student Manual Chapter 8. *Clean Air*.
- US EPA. (2010a). Method 2—Determination of Stack Gas Velocity and Volumetric Flow Rate (Type S Pitot Tube). *Weather*.

- US EPA. (2010b). *Method 5—Determination of particulate matter emissions from stationary sources*.
- US EPA. (2010c). *Method 8— Determination of Sulfuric Acid and sulfuric dioxide emissions from stationary sources*. (Vol. 4, pp. 733-753).
- US EPA. (2010d). *Method 3B—Gas Analysis for the Determination of Emission Rate Correction Factor or Excess Air. Transport*.
- US EPA. (2011). *Method 1—Sample and Velocity Traverses for Stationary Sources. Quality* (p. 40 CFR Part 60, Appendix A).
- Vargas, F. A., Rojas, N. Y., Pachon, J. E., & Russell, A. G. (2012). Atmospheric Pollution Research PM 10 characterization and source apportionment at two residential areas in Bogota. *Analyzer*, 3(3), 72-80. doi:10.5094/APR.2012.006
- Wing, G. D. (1994). *Fundamentals of air sampling*. United States of America.
- Winght, G. D. (1994). *Fundamentals of Air Sampling*. United States of America.

ANEXO A. DIAGRAMA DE EQUIPOS SISTEMA LAVADOR DE GASES TIPO VENTURI

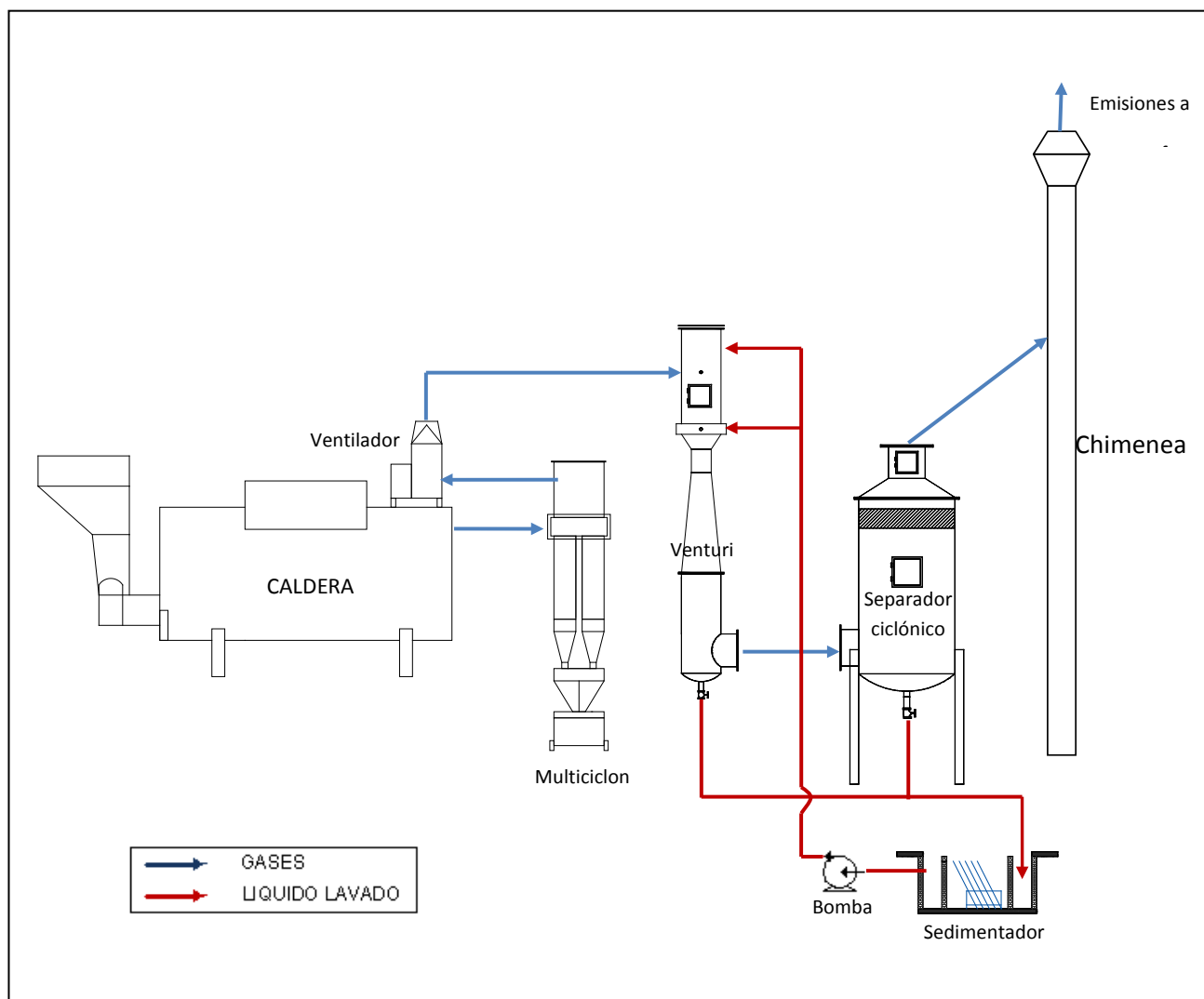


Figura 43. Diagrama de equipos sistema de lavado tipo venturi
Fuente: El autor

ANEXO B. DETERMINACIÓN DE NUMERO DE REPLICAS PARA EL DISEÑO FACTORIAL 2³

Para calcular el tamaño de la muestra en un diseño experimental completamente aleatorizado se siguió la metodología dada en (Dean, 1999) donde se calcula el tamaño de la muestra mediante la siguiente ecuación.

$$r = \frac{2t\phi^2}{\Delta^2}$$

Donde

t: Numero de tratamientos

ϕ Valor de la tabla A.7 de (Dean, 1999) con $\nu_1 = 6-1 = 5$ grados de libertad del numerador $\alpha = 0.05$ y potencia $1-\beta = 0.8$

Δ : Diferencia mínima que se desea detectar entre dos efectos de tratamiento

$$\Delta MP = 80$$

$$\Delta SO_2 = 25$$

Luego de calcular un primer r (redondeado al entero superior) con $\nu_2 = 1000$ para la primera iteración. Se usa como grados de libertad del denominador $\nu_2 = t(r-1)$ para las iteraciones restantes, y por ultimo el procedimiento se repita hasta que r no cambie o altere entre dos valores. Para el estudio piloto se realizaron mediciones de concentración de material particulado y dióxido de azufre para 6 de los tratamientos para este estudio se obtuvo.

$$\sigma^2 MP = 3463.89$$

$$\sigma^2 SO_2 = 62.93$$

Posteriormente se calculan los diferentes tamaños de la muestra para cada una de las variables de respuesta. Ver Tabla 19.

| mg/m3 MP | | | | mg/m3 SO2 | | | |
|----------|------------------|--------|-----------|-----------|------------------|--------|------|
| r | $\nu_2 = 6(r-1)$ | ϕ | r | r | $\nu_2 = 6(r-1)$ | ϕ | r |
| | 1000 | 1,67 | 12,113325 | | 1000 | 1,67 | 3,36 |
| 12 | 85 | 1,67 | 12,113325 | 4 | 18 | 1,67 | 3,36 |
| 12 | 85 | 1,67 | 18,35 | 4 | 18 | 1,67 | 3,36 |

Tabla 19. Calculo tamaño de muestra.

De acuerdo a los resultados obtenidos se tendrían tamaños de muestra $r_1 = 12$ y $r_2 = 4$ lo ideal sería tomar la mayor, sin embargo existen una restricción debido al costo asociado a la realización de 12 replicas por tratamiento por esta razón se decido trabajar con el tamaño de muestra $r = 4$ que se obtuvo para la variable SO_2 . Por lo tanto se realizaron 4 replicas para cada uno de los 8 tratamientos establecidos por el diseño factorial 2³

ANEXO C. ANALISIS ESTADISTICO DE RESULTADOS.

Para el análisis estadístico de datos se uso el programa R versión 2.15.0 (2012). El primer paso del análisis consistió en realizar las respectivas verificaciones de supuestos, con el propósito de tener un análisis de varianza valido. Se realizaron gráficos para ilustrar el comportamiento residual y se empleo para normalidad la prueba de Shapiro Wilk, y para homoscedasticidad de varianza la prueba de Bartlett. La variable Material particulado (Mp) cumplió con los supuestos de normalidad mientras que la variable dióxido de azufre (SO_2) no cumplía con el supuesto de normalidad por lo que se procedió a emplear técnicas de transformación de la variable, de esta forma la variable cumplió con supuestos para realizar el análisis de varianza correspondiente.

Finalmente se realizo el análisis de varianza sobre cada variable para determinar los modelos que se ajustan de manera mas eficiente para cada una, es decir la combinación de niveles factoriales que influyen en el comportamiento de la respuesta observada.

Verificación de supuestos

En la Figura 44 se muestra las graficas de verificación de supuesto para la variable Mp.

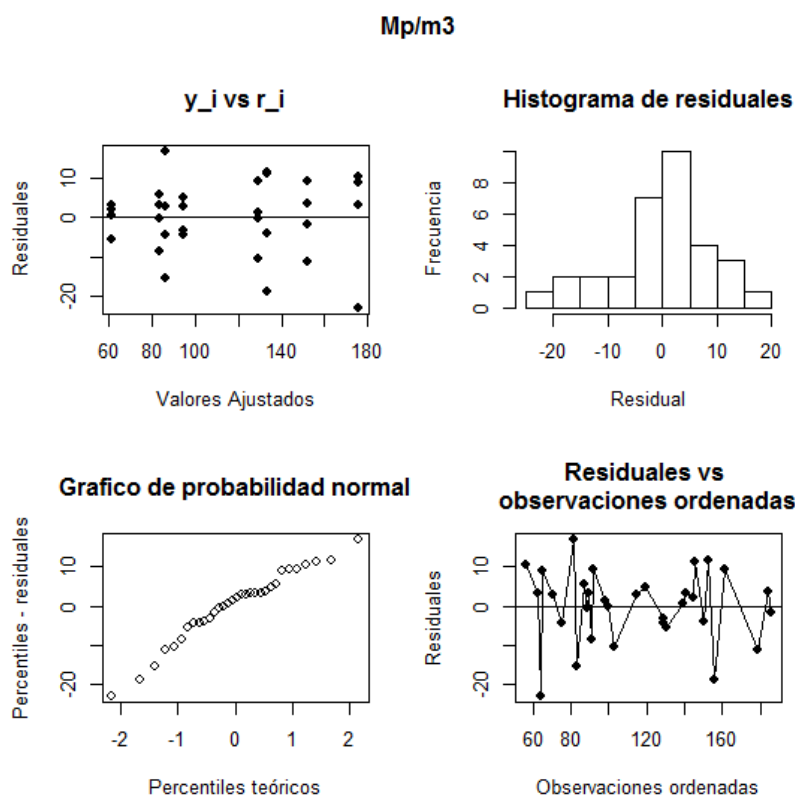
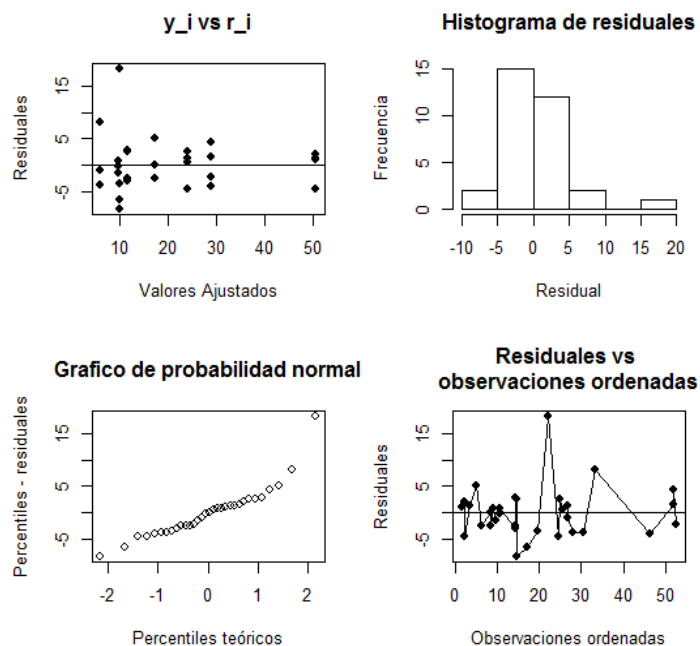


Figura 44. Verificación de supuestos para la variable Mp

En la Figura 45 se muestra las graficas de verificación de supuesto para la variable SO_2 y SO_2^2

SO_2



SO_2^2

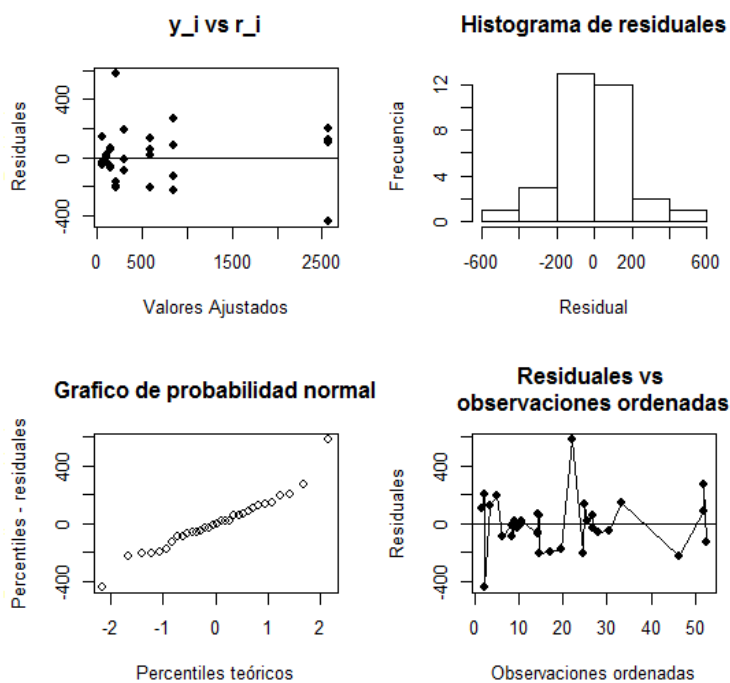


Figura 45. Verificación de supuestos para las variable SO_2 y SO_2^2

De acuerdo a las figuras Figura 44 y Figura 45 se aprecia que las variables Mp y SO₂² cumplen con la normalidad, lo cual se verifica en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**

| Variable | Shapiro-Wilk | Bartlett |
|------------------------------|---------------------------|--|
| Mp | W=0.9647 P-value=0.3676 | K-squared=0.8788, df=1 p-value=0.3485 |
| SO ₂ | W=0.8737 P-value=0.001418 | K-squared=10.908, df=1 p-value=0.0009575 |
| SO ₂ ² | W=0.9484 P-value=0.1296 | K-squared=1.8815, df=1 p-value=0.1702 |

Tabla 20. Pruebas de normalidad y de homocedasticidad realizados sobre los residuales.

Con base en lo anterior los estadísticos de las pruebas de Shapiro-Wilk y Bartlett, cumplen directamente con normalidad para la variable Mp y se procede a realizar el análisis de varianza sobre esta variable. Por su parte la variable SO₂ no cumple con ninguno de los dos supuestos, por tal motivo se aplico la transformación donde se eleva al cuadrado la variable de respuesta, donde la variable SO₂² si cumple con los supuestos

Análisis de varianza

El modelo preliminar que explica el comportamiento de cada variable de respuesta tiene la siguiente forma general.

$$y_{ijkl}^2 = \mu + \alpha_i + \beta_j + \delta_k + (\alpha\beta)_{ij} + (\alpha\delta)_{ik} + (\beta\delta)_{jk} + (\alpha\beta\delta)_{ijk} + \varepsilon_{ijkl} \quad (3.7)$$

Donde:

y_{ijkl} : Es la respuesta asociada a la concentración de SO₂ de la unidad experimental l , asignada al nivel i del factor *Inyección* al nivel j del factor *Gas*, y al nivel k del factor *Líquido*

ε_{ijkl} : Es el componente asociado con el error aleatorio que asume $\varepsilon_{ijkl} \sim N(0, \sigma^2)$

μ : Es la media general o global

α_i : Es el efecto del nivel i del factor *Inyección* con respecto a la media general, μ

β_j : Es el efecto del nivel j del factor *Gas* con respecto a la media general, μ

δ_k : Es el efecto del nivel k del factor *Líquido* con respecto a la media general, μ

$(\alpha\beta)_{ij}$: Es el efecto de la interacción de los niveles i de *Inyección* y de j *Gas* con respecto a la media general μ .

$(\alpha\delta)_{ik}$: Es el efecto de la interacción de los niveles i de *Inyección* y de k de *líquido* con respecto a la media general μ .

$(\beta\delta)_{jk}$: Es el efecto de la interacción de los niveles j de *Gas* y k de *líquido* con respecto a la media general μ .

$(\alpha\beta\delta)_{ijk}$ Es el efecto de la interacción de los niveles i de *Inyección*, j de *Gas* y k de *líquido* con respecto a la media general μ .

i toma los niveles 1 = Ip (Inyección película) o 2 = Is (Inyección por spray)

j toma los niveles 82=Alto 54= Bajo

k toma los niveles 85= Alto 68=Bajo

Variable Mp:

Para la evaluación de la hipótesis de interés en cada análisis se toma como nivel de significancia $\alpha=0.05$. De esta manera, los respectivos análisis de varianza (preliminares, los cuales están conformados por el modelo general y definitivos) para cada variable se presentan a continuación. Para la variable Mp el ANOVA se muestra en la Tabla 24

| | Df | Sum Sq | Mean Sq | F value | Pr(>F) |
|-------------|----|----------|----------|---------|--------|
| iny | 1 | 536.12 | 536.12 | 4.92 | 0.0363 |
| gas | 1 | 3203.20 | 3203.20 | 29.37 | 0.0000 |
| liq | 1 | 17464.87 | 17464.87 | 160.14 | 0.0000 |
| iny:gas | 1 | 15627.35 | 15627.35 | 143.29 | 0.0000 |
| iny:liq | 1 | 3489.88 | 3489.88 | 32.00 | 0.0000 |
| gas:liq | 1 | 1714.05 | 1714.05 | 15.72 | 0.0006 |
| iny:gas:liq | 1 | 419.92 | 419.92 | 3.85 | 0.0614 |
| Residuals | 24 | 2617.49 | 109.06 | | |

Tabla 21. Anova para Mp

Sobre esta variable, puede existir dudas sobre la significancia de la interacción triple, pero para mayor seguridad se descarta a un nivel del $\alpha=0.05$. el nuevo análisis de varianza para esta variable eliminando la triple interacción se presenta en la tabla Tabla 22

| | Df | Sum Sq | Mean Sq | F value | Pr(>F) |
|-----------|----|----------|----------|---------|--------|
| iny | 1 | 536.12 | 536.12 | 4.41 | 0.0459 |
| gas | 1 | 3203.20 | 3203.20 | 26.36 | 0.0000 |
| liq | 1 | 17464.87 | 17464.87 | 143.75 | 0.0000 |
| iny:gas | 1 | 15627.35 | 15627.35 | 128.62 | 0.0000 |
| iny:liq | 1 | 3489.88 | 3489.88 | 28.72 | 0.0000 |
| gas:liq | 1 | 1714.05 | 1714.05 | 14.11 | 0.0009 |
| Residuals | 25 | 3037.41 | 121.50 | | |

Tabla 22. Anova para Mp eliminando la interacción triple

El modelo final:

$$y_{ijkl} = \mu + \alpha_i + \beta_j + \delta_k + (\alpha\beta)_{ij} + (\alpha\delta)_{ik} + (\beta\delta)_{jk} + \varepsilon_{ijkl}$$

Donde:

y_{ijkl} : Es la respuesta asociada a la concentración de material particulado de la unidad experimental l , asignada al nivel i del factor *Inyección* al nivel j del factor *Gas*, y al nivel k del factor *Líquido*

Variable SO_2 :

Puesto que la variable no supera los supuestos de normalidad y homogeneidad de varianza, se procede a buscar el modelo más eficiente para SO_2 , a partir de la transformación SO_2^2 el cual se presenta en la Tabla 23.

| | Df | Sum Sq | Mean Sq | F value | Pr(>F) |
|-------------|----|------------|------------|---------|--------|
| iny | 1 | 984831.82 | 984831.82 | 23.34 | 0.0001 |
| gas | 1 | 3202522.84 | 3202522.84 | 75.90 | 0.0000 |
| liq | 1 | 3678499.96 | 3678499.96 | 87.18 | 0.0000 |
| iny:gas | 1 | 3737356.88 | 3737356.88 | 88.58 | 0.0000 |
| iny:liq | 1 | 1815972.76 | 1815972.76 | 43.04 | 0.0000 |
| gas:liq | 1 | 550924.59 | 550924.59 | 13.06 | 0.0014 |
| iny:gas:liq | 1 | 5722322.58 | 5722322.58 | 135.62 | 0.0000 |
| Residuals | 24 | 1012630.86 | 42192.95 | | |

Tabla 23. Anova SO_2^2 tomando todas las interacciones

Como todos los factores son significativos se obtiene

$$y_{ijkl}^2 = \mu + \alpha_i + \beta_j + \delta_k + (\alpha\beta)_{ij} + (\alpha\delta)_{ik} + (\beta\delta)_{jk} + (\alpha\beta\delta)_{ijk} + \varepsilon_{ijkl} \quad (3.7)$$

Donde:

y_{ijkl} : Es la respuesta asociada a la concentración de SO_2 de la unidad experimental l , asignada al nivel i del factor *Inyección* al nivel j del factor *Gas*, y al nivel k del factor *Líquido*

ANEXO D. ESTUDIO ISOCINETICO DE CONTAMINANTES

Análisis de Gases, peso molecular del Gas Seco, en la caldera

El resumen de los resultados del análisis de combustión practicado a las emisiones de la fuente evaluada, esto fueron determinados mediante un analizador Orsat de acuerdo a la metodología descrita en (Winght, 1994). En la Tabla 24 se muestran los resultados del análisis Orsat.

| Combustible | Test N° | ANALISIS ORSAT | | |
|----------------|---------|---------------------------|--------------------------|--------------|
| | | CO ₂ Gases (%) | O ₂ Gases (%) | CO Gases (%) |
| Carbón Mineral | 1 | 2 | 16,4 | 0 |
| | 2 | 2 | 16,4 | 0 |
| | 3 | 2 | 16,4 | 0 |
| Promedio | | 2 | 16,4 | 0 |

Tabla 24. Resultados análisis Orsat para gases de combustión

En la Tabla 25 se presentan los resultados del cálculo para determinar el peso molecular promedio el cual se determina multiplicando el peso molecular de cada componente por el porcentaje obtenido en el análisis Orsat.

| | % Gases Orsat | Peso molecular (lb/lbmol) | M _d (lb/lbmol) |
|----------------------|---------------|---------------------------|---------------------------|
| % CO ₂ | 2 | 44 | 0,88 |
| % CO | 0 | 28 | 0,00 |
| % O ₂ | 16.4 | 32 | 5,24 |
| % N ₂ | 79,06 | 28 | 22,13 |
| M _d Total | | | 28,26 |

Tabla 25. Calculo Peso molecular gases de combustión

El peso molecular del gas seco Md= 28,26 lb/lbmol.

Muestreo Isocinético definitivo en la chimenea.

Con base en las mediciones y el cálculo de variables se realizo el muestreo isocinético para materia particulado. Los datos de muestreo definitivo en la chimenea se presentan en la Tabla 26.

| Punto Transversal | T(min) | VOL (m ³) | ΔP (mm Agua) | ΔH (mm Agua) | temperatura del medidor Tm (°C) | | Presion Bomba Vacio | pg (mm Agua) | Temp Gases Chimenea Ts (°C) | Isocinetismo o punto a punto |
|-------------------|--------|-----------------------|--------------|--------------|---------------------------------|--------|---------------------|--------------|-----------------------------|------------------------------|
| | | | | | Entrada | Salida | | | | |
| 1 | 7,5 | 166,832 | 3,8 | 31,81 | 26 | 26 | 1,7 | 0,2 | 66 | 98,3 |
| 2 | 7,5 | 166,994 | 4 | 33,48 | 26 | 26 | 2 | 0,4 | 68 | 99,8 |
| 3 | 7,5 | 167,155 | 4 | 33,48 | 27 | 27 | 2 | 0,4 | 68 | 99,8 |
| 4 | 7,5 | 167,322 | 4,2 | 35,15 | 27 | 28 | 2,5 | 0,4 | 67 | 99,8 |
| 5 | 7,5 | 167,485 | 4 | 33,48 | 28 | 28 | 2,5 | 0,4 | 67 | 99,6 |
| 6 | 7,5 | 167,64 | 3,6 | 30,13 | 28 | 29 | 2,5 | 0,2 | 66 | 99,5 |
| 7 | 7,5 | 167,787 | 3,2 | 26,78 | 29 | 30 | 2,4 | 0,2 | 65 | 99,5 |
| 8 | 7,5 | 167,934 | 3,2 | 26,78 | 30 | 30 | 2,5 | 0,2 | 64 | 99,2 |
| Promedio | | | 3,8 | 31,4 | 27,6 | 28,0 | | 0,3 | 66,4 | |
| | 60 | 1,258 | | Promedio | 27,8 | | | | | |
| | | | | | Tm=301,0°K | | | | Ts=339,6 °K | |

Tabla 26. Resultados muestreo isocinético

Presión absoluta en chimenea

$$P_s = P_b + \frac{P_g}{13.6} = 560 + \frac{0.3}{13.6} = 560,02 \text{ mmHg}$$

Presión absoluta en el medidor (Pm)

$$P_m = P_b + \frac{\Delta H}{13.6} = 560 + \frac{31,39}{13.6} = 562,31 \text{ mmHg}$$

Volumen de gases medido en condiciones estándar (Vmst)

$$V_{mst} = K_3 * Y * \frac{vm * \left(pb + \frac{\Delta H}{13.6} \right)}{T_m} = 0.3858 * 0.971 * \frac{1,258 * \left(560 + \frac{31.39}{13.6} \right)}{301}$$

$$V_{mst} = 0,880 \text{ m}^3$$

Volumen del vapor de agua recogida en impactadores y silica gel en condiciones estándar.

$$V_{wst} = K_2 * (WT) = 0,001335 * (28,2) = 0,038 \text{ m}^3$$

Contenido de humedad en los gases de Chimenea (Bws)

$$B_{ws} = \left(\frac{V_{wst}}{V_{wst} + V_{mst}} \right) * 100 = \left(\frac{0,038}{0,038 + 0,880} \right) * 100 = 41,4\%$$

Peso molecular del gas seco

$M_d = 28,26 \text{ lb/lb mol}$, ver Tabla 24

Peso molecular gas en condiciones de chimenea (M_s)

$$M_s = M_d * (1 - B_{ws}) + 18 * B_{ws} = 28,26 * (1 - 0,0414) + 18 * 0,0414$$

$$M_s = 27,34 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}}$$

Velocidad del Gas en Chimenea (V_s)

$$V_s = K_p * C_p * (\sqrt{\Delta P})_{avg} * \sqrt{\frac{T_s}{P_s * M_s}} = 34,97 * 0,84 * 1,93 * \sqrt{\frac{339,6}{560,02 * 27,34}} = 8,27 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Caudal de gases en condiciones de chimenea (Q_s)

$\phi_s = \text{Diámetro de Chimenea} = 38,5 \text{ centímetros}$.

$$A_s = \phi_s^2 * \frac{\pi}{4} = \left[\frac{38,5}{100} \right]^2 * \frac{3,1416}{4} = 0,116 \text{ m}^2$$

$$Q_s = V_s * A_s * 60 = 8,27 * 0,116 * 60 = 57,559 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

Caudal de gases húmedos en condiciones estándar (Q_{sts})

Condiciones estándar: 293 °K y 760 mm Hg (20°C y 29,92 Pulg Hg)

$$Q_{std} = \left[\frac{100 - B_{ws}}{100} \right] * Q_{sts} = \left[\frac{100 - 4,14}{100} \right] * 36,59 = 35,078 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

Caudal de gases secos en condiciones normales (Q_{cnd})

Para pasar de condiciones estándar (20°C y 760 mmHg) a condiciones normales (25°C y 760 mmHg) se emplea un factor de conversión que lo determina el cambio de temperatura

$$Factor = \frac{298}{293} = 1,017$$

$$Q_{cnd} = Q_{sts} * 1,017 = 35,078 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} * 1,017 = 35,674 \text{ N} \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

$$Q_{cnd} = 35,674 N \frac{m^3}{\min} * 60 = 2.140,44 N \frac{m^3}{\min}$$

Caudal de gases secos en condiciones normales (Qcnd)

$$V_{mcn} = V_{mst} * 1,017 = 0,880 * 1,017 = 0,895 Nm^3$$

Concentración partículas en condiciones estándar (Cst)

El peso total de partículas recogidas Mn se calcula mediante la siguiente ecuación

$$M_n = M_f + M_l - M_p$$

Donde:

M_f: Peso de partículas recogidas en el filtro

M_l: Peso de partículas recogidas en lavado de sonda y material de vidrio

M_p: Es el peso de las cenizas en el solvente blanco de lavado.

$$M_n = 0,0165 g + 0,0074 g + 0,0 g = 0,0239 g$$

$$C_{st} = \frac{M_n}{V_{mst}} = \frac{0,0239}{0,880} = 0.0271591 \frac{g}{m^3}$$

Concentración base seca de partículas en condiciones normales (Ccnd)

$$C_{cnd} = \frac{M_n}{V_{mcn}} = \frac{0,0239}{0,895} = 0.0267039 \frac{g}{m^3}$$

$$C_{cnd} = 0.0267039 \frac{g}{m^3} * \frac{1000 mg}{g} = 26,7 \frac{mg}{Nm^3}$$

Concentración base seca de partículas en condiciones normales (Ccnd)

$$Mp = \frac{Q_{cnd} * C_{cnd} * 60}{1000} = \frac{24.115 * 0.0934732 * 60}{1000} = 0.1352 N \frac{Kg}{hr}$$

El resumen de cálculos del muestreo para la fuente evaluada se muestra en la Tabla 27.

| Descripcion | Parametro | Unidades | Valor |
|---|--------------|----------|-------------|
| Presion absoluta chimenea | Ps | mmHg | 560,02 |
| Presion absoluta medidor orificio | Pm | mmHg | 562,31 |
| Volumen de gases secos medidos a condiciones estandar | Vmst | m3 | 0,88 |
| Volumen de gases secos medidos a condiciones estandar | Vwst | m3 | 0,038 |
| % de humedad presente en el medidor de gas | Bws | % | 4,14 |
| peso molecular del gas seco | Ms | Lb/lbmol | 27,34 |
| Velocidad del gas en la Chimenea | Vs | m/seg | 8,27 |
| Isocinetismo | I | % | 99,4 |
| Area seccion transversal de flujo | As | m2 | 0,116 |
| Caulda a condiciones de Chimenea | Qs | m3/min | 57,559 |
| Caudal gases humedos en condiciones estandar | Qsts | m3/min | 36,593 |
| Caudal en base seca y a condiciones estandar | Qstd | m3/min | 35,078 |
| Caudal en base seca y a condiciones de referencia | Qcnd | m3/min | 35,674 |
| Caudal en base seca y a condiciones de referencia | Qcnd | m3/hr | 35,674 |
| Volumen seco de gases muestreados a condiciones normales | Vmcr | m3 | 0,858 |
| Concentracion particulas en condiciones estándar | Cst | g/m3 | 0,0271591 |
| Concentracion particulas base seca condiciones referencia | Ccrd | g/m3 | 0,0267039 |
| Concentracion particulas base seca condiciones referencia | Ccrd | mg/m3 | 26,7 |
| Material particulado | PST | Kg/h | 0,0572 |
| Temperatura de salida gas | T gas salida | °C | 66,4 |
| Diametro Chimenea | Dia in chime | metros | 0,385 |
| altura chimenea | Hchime | metros | 21 |

Tabla 27. Resultados muestreo isocinético

Concentración de Material particulado (Mp) corregida al 6% de O₂ de referencia en volumen.

La concentración de material particulado a condiciones normales (25°C y 760mmHg) para el muestreo isocinético fue de 26,7 mg/Nm³. La concentración de Oxígeno actual en volumen obtenido al realizar el análisis a la muestra de gas de combustión de la caldera recolectada en la bolsa Tedlar de 12 litros tuvo un valor promedio de 16,4 %

$$C_{cnd}(6\%O_2ref) = 26,7 \frac{mg}{Nm^3} * \frac{(21 - 6\%O_2ref)}{(21 - 16,4\%O_{2actual})} = 87,06$$

Calculo de la concentración de dióxido de azufre a condiciones normales base seca (CSO₂) cnd

$$C_{(SO_2)cnd} = 32,03 \frac{mg}{Nm^3} * \frac{(V_i - V_{tb}) * N * \left[\frac{V_{so\ln}}{V_a} \right]}{V_{mcrd}}$$

Donde:

$C_{(SO_2)cnd}$: Concentración de SO₂ a condiciones normales, en base seca, en mg/m³

32,03: Factor de conversión que incluye el numero de miligramos por miliequivalentes de Dióxido de azufre (32 mg/meq), factor con unidades en mg/meq.

Vsoln: Volumen total de solución conteniendo la muestra de dióxido de azufre en ml.

Va: Volumen de la alícuota de muestra titulada en ml.

N: Normalidad del titulante.

Vt: Volumen promedio del titulante cloruro de Bario, utilizado para el blanco en ml

Vtb: Volumen del titulante Cloruro de Bario, utilizando para el blanco, eml

Vcnd Volumen de la muestra de gas que paso a través del medidor de gas seco a condiciones normales en m³

Tomando en cuenta el método EPA 6, como el muestreo se realizo en simultaneo al del material particulado, el volumen de los gases a condiciones normales (Vm_{cnd}) es el mismo calculado para determinación de material particulado Vm_{cnd}= 0.0895.

$$C_{(SO_2)cnd} = 32,03 * \frac{(9.091 - 0,05) * 0,0095 * \left[\frac{223}{10} \right]}{0,0895} = 1 = 68,53 \frac{mg}{Nm^3}$$

Emisión de SO₂ en condiciones normales (ESO₂) cnd

La emisión de SO₂ en condiciones normales se encuentra aplicando la expresión.

$$C_{(SO_2)cnd} = C_{(SO_2)cnd} * Q_{cnd}$$

El caudal a condiciones normales (Q_{cnd}) para el muestreo definitivo fue 35,674 m³/min, equivalente a 2.140,440 m³/hr.

$$E_{(SO_2)cnd} = 68,53 \frac{mg}{m^3} * \frac{Kg}{10^6 mg} * 2.140,440 \frac{m^3}{hr} = 0.1467 N \frac{Kg}{hr}$$

En la Tabla 28 se presenta el resumen de los cálculos de emisión de SO₂

| Descripcion | Parametro | Unidades | Valor |
|---|-------------------------|----------------------|---------|
| Volumen de gases secos medidos a condiciones normales | Vm _{cnd} | m ³ | 0,895 |
| Concentracion de Dioxido de Azufre a condiciones normales | C(SO ₂) cnd | mg/m ³ | 68,53 |
| Caudal en base seca y a condiciones de referencia | Q _{cnd} | Nm ³ /min | 35,674 |
| Caudal en base seca y a condiciones de referencia | Q _{cnd} | Nm ³ /hr | 2140,44 |
| Emision de SO ₂ en condiciones normales | E(SO ₂)cnd | NKg/hr | 0,1467 |

Tabla 28. Resumen cálculos de emisión de SO₂

Concentración de dióxido de azufre (SO₂) corregida al 6% de O₂ de referencia en volumen.

La concentración de dióxido de azufre a condiciones normales (25°C y 760mmHg) para el muestreo isocinético fue de 68,53 mg/Nm³. La concentración de Oxígeno actual en volumen obtenido al realizar el análisis a la muestra de gas de combustión de la caldera recolectada en la bolsa Tedlar de 12 litros tuvo un valor promedio de 16,4 %

$$CSO_2(6\%O_{2ref}) = 68,53 \frac{mg}{Nm^3} * \frac{(21 - 6\%O_{2ref})}{(21 - 16,4\%O_{2actual})} = 205,5$$

En la Tabla 29 se muestran los resultados de las concentración de Mp y SO₂ corregidas al 6% de oxígeno de referencia.

| Concentraciones corregidas al 6% de oxígeno de referencia en volumen | | | | |
|--|-----------|----------|----------------------|----------------------|
| Descripción | Parámetro | Unidades | Sin lavador de gases | Con lavador de gases |
| Material Particulado | Mp | mg/m3 | 1042,11 | 87,06 |
| Dióxido de Azufre | SO2 | mg/m3 | 1459,58 | 205,5 |

Tabla 29. Resultados Mp y SO₂ con lavador y sin lavador.

Por lo tanto las eficiencias de remoción de material particulado y dióxido de azufre son:

$$\eta_{MP_{remocion}} \% = \frac{(Mp_i - Mp_f)}{Mp_i} * 100 = \frac{(1042,1 - 87,06)}{1042,1} * 100 = 92\%$$

$$\eta_{SO2_{remocion}} \% = \frac{(SO2_i - SO2_f)}{SO2_i} * 100 = \frac{(1459,5 - 342,5)}{1459,5} = 86\%$$